Universidad Nacional Mayor de San Marcos
Universidad del Perú. Decana de América
Facultad de Química e Ingeniería Química
Escuela Profesional de Ingeniería Química

Diseño de un proceso de desorción de aguas residuales en una refinería de petróleo peruana para obtener una calidad de agua reutilizable en torres de enfriamiento utilizando la herramienta de simulación Aspen Hysys V.11

TESIS
Para optar el Título Profesional de Ingeniera Química

AUTOR

Daniela Isabel HUAMÁN TORRES

ASESOR

Víctor Manuel FERNÁNDEZ GUZMÁN

Lima, Perú

2026



Reconocimiento - No Comercial - Compartir Igual - Sin restricciones adicionales

https://creativecommons.org/licenses/by-nc-sa/4.0/

Usted puede distribuir, remezclar, retocar, y crear a partir del documento original de modo no comercial, siempre y cuando se dé crédito al autor del documento y se licencien las nuevas creaciones bajo las mismas condiciones. No se permite aplicar términos legales o medidas tecnológicas que restrinjan legalmente a otros a hacer cualquier cosa que permita esta licencia.

Referencia bibliográfica

Huamán, D. (2026). *Diseño de un proceso de desorción de aguas residuales en una refinería de petróleo peruana para obtener una calidad de agua reutilizable en torres de enfriamiento utilizando la herramienta de simulación Aspen Hysys V.11*. [Tesis de pregrado, Universidad Nacional Mayor de San Marcos, Facultad de Química e Ingeniería Química, Escuela Profesional de Ingeniería Química]. Repositorio institucional Cybertesis UNMSM.

Metadatos complementarios

Datos de autor	
Nombres y apellidos	Daniela Isabel Huamán Torres
Tipo de documento de identidad	DNI
Número de documento de identidad	72620185
URL de ORCID	
Datos de asesor	
Nombres y apellidos	Víctor Manuel Fernández Guzmán
Tipo de documento de identidad	DNI
Número de documento de identidad	06690674
URL de ORCID	https://orcid.org/0000-0003-3271-2523
Datos del jurado	
Presidente del jurado	
Nombres y apellidos	Jorge Luis Cárdenas Ruíz
Tipo de documento	DNI
Número de documento de identidad	06627695
Miembro del jurado 1	
Nombres y apellidos	Eder Clidio Vicuña Galindo
Tipo de documento	DNI
Número de documento de identidad	09069542
Datos de investigación	
Línea de investigación	Industria sostenible y economía circular
Grupo de investigación	No aplica.
Agencia de financiamiento	Sin financiamiento.
Ubicación geográfica de la investigación	Edificio: Universidad Nacional Mayor de San Marcos País: Perú Departamento: Lima Provincia: Lima Distrito: Lima

	Calle: Av. Universitaria con Av. Venezuela (cuadra 34) Latitud: -12.05678° Longitud: -77.08510°
Año o rango de años en que se realizó la investigación	Enero 2025 – Mayo 2026
URL de disciplinas OCDE	Ingeniería Química https://purl.org/pe-repo/ocde/ford#2.04.01 Ingeniería de procesos https://purl.org/pe-repo/ocde/ford#2.04.02

UNIVERSIDAD NACIONAL MAYOR DE SAN MARCOS
(Universidad del Perú, Decana de América)
FACULTAD DE QUÍMICA E INGENIERÍA QUÍMICA

ESCUELA PROFESIONAL DE INGENIERÍA QUÍMICA

ACTA DE SUSTENTACIÓN DE TESIS

Los suscritos Miembros del Jurado Evaluador de Sustentación de Tesis, nombrados por la Dirección de la Escuela Profesional de Ingeniería Química, bajo la Presidencia del **Ing. Jorge Luis Cárdenas Ruíz**, el **Dr. Eder Clidio Vicuña Galindo** (Miembro Revisor) y el **PhD. Víctor Manuel Fernández Guzmán** (Asesor), habiendo presentado para el efecto la Tesis titulada:**"Diseño de un proceso de desorción de aguas residuales en una refinería de petróleo peruana para obtener una calidad de agua reutilizable en torres de enfriamiento utilizando la herramienta de simulación Aspen Hysys V.11"**, después de sustentar de manera presencial y **habiendo aprobado la Tesis** elaborada por la Bachiller en Ingeniería Química**: DANIELA ISABEL HUAMÁN TORRES,** para optar el Título Profesional de **INGENIERA QUÍMICA,** el Jurado Evaluador acuerda calificarla con la **NOTA** de:

DIECISIETE 17
(LETRAS) (NÚMEROS)

Lima, 10 de junio del 2026

Ing. JORGE LUIS CÁRDENAS RUÍZ
Presidente

Dr. EDER CLIDIO VICUÑA GALINDO
Miembro

PhD. VÍCTOR MANUEL FERNÁNDEZ GUZMÁN
Asesor

Dr. EDER CLIDIO VICUÑA GALINDO
Director de la E.P. de Ingeniería Química

UNIVERSIDAD NACIONAL MAYOR DE SAN MARCOS
ACADÉMICA PROFESIONAL DE INGENIERÍA QUÍMICA
Escuela Profesional de Ingeniería Química

UNIVERSIDAD NACIONAL MAYOR DE
SAN MARCOS
Universidad del Perú, Decana de América

CERTIFICADO DE SIMILITUD

Yo, **Víctor Manuel Fernández Guzmán** en mi condición de asesor con el Dictamen N° **F07B2-20260000125** de la Tesis, cuyo título es: **Diseño de un proceso de desorción de aguas residuales en una refinería de petróleo peruana para obtener una calidad de agua reutilizable en torres de enfriamiento utilizando la herramienta de simulación Aspen Hysys V.11,** presentada por la bachiller **DANIELA ISABEL HUAMÁN TORRES,** para optar el título Profesional de Ingeniera Química.

CERTIFICO que se ha cumplido con lo establecido en la Directiva de Originalidad y de Similitud de Trabajos Académicos, de Investigación y Producción Intelectual. Según la revisión, análisis y evaluación mediante la plataforma PIDS, el documento evaluado cuenta con el 8% de similitud, nivel **PERMITIDO** para continuar con los trámites correspondientes y para su **publicación en el repositorio institucional.**

Se emite el presente certificado en cumplimiento de lo establecido en las normas vigentes, como uno de los requisitos para la obtención del título Profesional de Ingeniera Química.

Lima, 9 de junio del 2026

Firma del Asesor _____

Nombres y Apellidos del asesor **Víctor Manuel Fernández Guzmán**

DNI: 06690674

DEDICATORIA

A mi madre Maritza, mi modelo de fortaleza, esfuerzo y dedicación.

A mis abuelos Manuel y Adela, mis grandes compañeros.

A mi hermana Marilia, mi modelo a seguir.

A mis amadas sobrinas Mariana, Antonella y Alessia, mi alegría.

AGRADECIMIENTOS

Agradezco a Dios, por todas las lecciones que me han hecho mejorar.

A mi madre, por impulsarme en la vida, enseñarme a ser resiliente y hacerme sentir capaz de cumplir todos mis sueños.

A mi padre, por ayudarme a dar el primer paso.

A mi hermana, por celebrarme en cada logro.

A José, por ser mi equipo de vida e impulsarme a ser mejor.

A mi asesor, PhD. Víctor Fernández, por sus valiosas enseñanzas, motivación y seguimiento del proceso.

A Jorge Carlos Sixto, por creer en mi como profesional, impulsarme y apoyarme en la realización de este trabajo.

A Repsol, por facilitarme el uso del software Aspen Hysys V.11.

RESUMEN

La gestión eficiente de los recursos hídricos y el tratamiento de aguas residuales son temas que han cobrado relevancia crítica debido a su impacto ambiental y las crecientes exigencias regulatorias (Costamagna, 2021). En este contexto, el objetivo de la presente investigación es diseñar un proceso de stripping de aguas residuales en una refinería de petróleo peruana para obtener una calidad de agua reutilizable en torres de enfriamiento. En la primera etapa se desarrolló el diseño computacional del proceso en estado estacionario mediante el método de simulación con la herramienta Aspen Hysys V.11. obteniendo 31,82 m^3/h de agua tratada con 7,85 ppm de NH_3 y 0,04 ppm de H_2S, en la segunda etapa utilizando el método de punto de pliegue se obtuvo un arreglo que logra disminuir el 46,8% de emisiones de dióxido de carbono derivadas de los servicios calientes, finalmente se desarrolló el análisis financiero mediante el Valor Actual Neto y la Tasa Interna de Retorno, obteniéndose $447 000 y 25,55% respectivamente. En conclusión, el diseño logrado permite obtener una calidad de agua reutilizable en torres de enfriamiento incluyendo una integración térmica de corrientes de proceso que reduce emisiones de dióxido de carbono al ambiente y con indicadores financieros favorables.

ABSTRACT

Efficient water resource management and wastewater treatment have become critically important issues due to their environmental impact and increasing regulatory requirements (Costamagna, 2021). In this context, the objective of this research is to design a wastewater stripping process in a Peruvian oil refinery to obtain water quality suitable for reuse in cooling towers. In the first stage, the computational design of the steady-state process was developed using the simulation method with Aspen HYSYS V.11 software, obtaining 31.82 m^3/h of treated water with 7.85 ppm of NH_3 and 0.04 ppm of H_2S. In the second stage, the pinch point method was applied to obtain a configuration capable of reducing 46.8% of carbon dioxide emissions derived from hot utilities. Finally, the financial analysis was carried out using the Net Present Value (NPV) and the Internal Rate of Return (IRR), considering a plant lifetime of 10 years, resulting in values of $447,000 and 25.55%, respectively. In conclusion, the proposed design makes it possible to achieve water quality suitable for reuse in cooling towers, including thermal integration of process streams that reduces carbon dioxide emissions to the environment, while also presenting favorable financial indicators.

ÍNDICE

1.1. Descripción de la situación problemática 11
1.2. Formulación del problema 12
1.2.1. Problema general 12
1.2.2. Problemas específicos 12
1.3. Objetivos de la Investigación 12
1.4. Justificación de la investigación 13
1.4.1. Importancia de la investigación 13
1.4.2. Viabilidad de la investigación 14
1.5. Contribución e impacto de la investigación 14
1.5.1. Industrial y científico 14
1.5.2. Ambiental 15
1.6. Limitaciones de la investigación 15
CAPÍTULO II: MARCO TEÓRICO 17
2.1. Antecedentes de la Investigación 17
2.2. Bases teóricas 22
2.2.1. Aguas residuales en refinerías de petróleo 22
2.2.2. Tratamiento de aguas residuales 24
A) Segregación y pretratamiento 24
2.2.3. Reducción del efluente de aguas residuales 26
2.2.4. Desorción de gases disueltos con vapor 28
2.2.5. Torres de enfriamiento en sistemas recirculantes 35
2.2.6. Diseño y simulación de procesos 39
2.2.8. Emisiones de dióxido de carbono 42
CAPÍTULO III: HIPÓTESIS Y VARIABLES 44
3.1. Formulación de hipótesis principal y derivadas 44
3.1.1. Hipótesis principal 44

3.1.2. Hipótesis derivadas 44
3.2. Variables y definición operacional 45
CAPÍTULO IV: METODOLOGÍA 48
4.1. Tipo de Investigación 48
4.2. Diseño de la Investigación 48
4.3. Diseño muestral 49
4.3.1. Población 49
4.3.2. Muestreo 49
4.3.3. Tamaño de la muestra 49
4.4. Procedimiento 49
4.5. Técnicas estadísticas para el procesamiento de datos 53
CAPÍTULO V: RESULTADOS 56
CAPÍTULO VI: DISCUSIÓN DE RESULTADOS 87
CAPÍTULO VII: CONCLUSIONES 91
CAPITULO VIII: RECOMENDACIONES 92
BIBLIOGRAFÍA 93
ANEXOS 98

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Líneas de operación para una columna de desorción 30

Figura 2. Coeficiente de distribución de equilibrio para el amoniaco y sulfuro de hidrógeno como función del pH a 100°C y 1 atm. 33

Figura 3. Configuración de stripping en una etapa 34

Figura 4. Configuración de stripping en dos etapas 35

Figura 5. Torre de enfriamiento de flujo cruzado 36

Figura 6. Torre de enfriamiento a contracorriente 37

Figura 7. Tasas de rechazo típicas en tratamientos con Ósmosis Inversa 38

Figura 8. Límites de concentración de contaminantes en CWS 39

Figura 9. Etapas de la investigación 48

Figura 10. Diseño de proceso en estado estacionario. 58

Figura 11. Mapa de calentadores y enfriadores en el diseño de proceso 66

Figura 12. Intervalos de temperatura para análisis de punto de pliegue. 66

Figura 13. Diagrama de rejilla para análisis de punto de pliegue 68

Figura 14. Diagrama de rejilla en Aspen Energy Analyzer V11 68

Figura 15. Diseño final de proceso. 71

Figura 16. Variación de nitrógeno amoniacal de entrada…….83

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Variables y definición operacional 45

Tabla 2. Datos extraídos de la corriente de agua residual de una refinería de petróleo.. 53

Tabla 3. Rango intercuartílico para datos de agua residual. 53

Tabla 4. Límites inferior y superior para detectar valores atípicos. 54

Tabla 5. Valores validados para dato representativo 54

Tabla 6. Caracterización de la corriente de agua residual. 56

Tabla 7. Datos de las corrientes de proceso 59

Tabla 8. Datos de los intercambiadores de calor 60

Tabla 9. Datos de la bomba centrífuga 61

Tabla 10. Datos del rehervidor del desorbedor 61

Tabla 11. Datos del desorbedor 62

Tabla 12. Data de la corriente final del proceso 63

Tabla 13. Recuperación de contaminantes en el tope 64

Tabla 14. Concentraciones finales después de ósmosis inversa 64

Tabla 15. Carga térmica de corrientes de proceso 65

Tabla 16. Carga térmica de servicios 65

Tabla 17. Carga térmica en intervalos de temperatura 67

Tabla 18. Datos de intercambiadores de calor 69

Tabla 19. Datos de bombas 69

Tabla 20. Corrientes de proceso en diseño final 72

Tabla 21. Demanda de servicios después de la integración térmica 73

Tabla 22. Reducción en la demanda de servicios 73

Tabla 23. Reducción de emisiones de dióxido de carbono. 73

Tabla 24. Costos de los equipos de proceso 74

Tabla 25. Costo total de equipos 75

Tabla 26. Plan de Inversión Fija 75

Tabla 27. Ahorro en agua cruda y bonos de carbono por kilogramo de agua tratada..... 76

Tabla 28. Computo de costos variables 76

Tabla 29. Costo de la mano de obra directa al año 77

Tabla 30. Computo de costos fijos..... 77

Tabla 31. Flujo de caja..... 78

Tabla 32. Evaluación del Valor Actual Neto..... 79

Tabla 33. Evaluación de la tasa interna de retorno 79

Tabla 34. Variación de temperatura de alimentación..... 81

Tabla 35. Medias por grupo - Temperatura..... 81

Tabla 36. ANOVA - Temperatura..... 81

Tabla 37. Variación de carga térmica en rehervidor 82

Tabla 38. Medias por grupo - Carga térmica rehervidor..... 83

Tabla 39. ANOVA - Carga térmica del rehervidor..... 83

Tabla 40. Variación de nitrógeno amoniacal de entrada 84

CAPÍTULO I: PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

1.1.Descripción de la situación problemática

La gestión eficiente de los recursos hídricos y el tratamiento de aguas residuales son temas que han cobrado relevancia crítica debido a su impacto ambiental y las crecientes exigencias regulatorias (Costamagna, 2021).

Las refinerías de petróleo consumen grandes volúmenes de agua, principalmente para generar vapor, reponer agua en los sistemas de enfriamiento (make-up) y dentro de los procesos de refinación (Fernandes et al., 2004). Al ser utilizada dentro de los procesos de refinación en las unidades de destilación atmosférica, vacío, hidrodesulfuración, craqueo catalítico fluidizado, viscorreducción, regeneración de aminas y la unidad de azufre (Zhang, 2022) termina como agua residual contaminada con sulfuro de hidrógeno (H_2S), amoniaco (NH_3), dióxido de carbono (CO_2), fenoles y cianuros (Zahid, 2019).

El agua residual pasa por un proceso de desorción para enviarla a los tratamientos finales que posibiliten su vertimiento al medio ambiente. La calidad de agua tratada obtenida después de la desorción limita las posibilidades de reutilización, siendo una de ellas, la oportunidad de reemplazar el agua cruda tratada para ser usada como reposición en torres de enfriamiento.

La principal limitación para la reutilización en torres de enfriamiento es la exigente calidad de NH_3 por debajo de los 2 ppm (Costamagna et al., 2021). El problema con la presencia del NH_3 reside en la elevada solubilidad que presenta en el agua, lo que dificulta su despojamiento al permanecer en equilibrio con su forma amonio NH_4^+ (Zahid, 2019).

En este contexto, el objetivo de la presente investigación es diseñar un proceso de desorción de aguas residuales en una refinería de petróleo peruana para obtener

una calidad de agua reutilizable en torres de enfriamiento utilizando la herramienta de simulación Aspen Hysys V.11.

1.2.Formulación del problema

1.2.1. Problema general

- ¿De qué manera se puede diseñar un proceso de desorción de aguas residuales en una refinería de petróleo peruana para obtener una calidad de agua reutilizable en torres de enfriamiento?

1.2.2. Problemas específicos

- ¿De qué manera se puede diseñar computacionalmente en estado estacionario un proceso de desorción de aguas residuales en una refinería de petróleo peruana para obtener una calidad de agua reutilizable en torres de enfriamiento?
- ¿De qué manera se puede establecer una integración térmica de las corrientes del proceso de desorción de aguas residuales en una refinería de petróleo peruana para disminuir las emisiones de dióxido de carbono derivadas de los servicios calientes?
- ¿Puede considerarse que el diseño de un proceso de desorción de aguas residuales en una refinería de petróleo peruana para su reutilización en torres de enfriamiento es rentable?

1.3.Objetivos de la Investigación

1.3.1. Objetivo general

- Diseñar un proceso de desorción de aguas residuales en una refinería de petróleo peruana para obtener una calidad de agua reutilizable en torres de enfriamiento.

1.3.2. Objetivos específicos

- Diseñar computacionalmente en estado estacionario un proceso de desorción de aguas residuales en una refinería de petróleo peruana para obtener una calidad de agua reutilizable en torres de enfriamiento.
- Establecer una integración térmica de las corrientes del diseño de proceso de desorción de aguas residuales en una refinería de petróleo peruana para disminuir las emisiones de dióxido de carbono derivadas de los servicios calientes.
- Evaluar si el diseño de un proceso de desorción de aguas residuales en una refinería de petróleo peruana para su reutilización en torres de enfriamiento es rentable.

1.4. Justificación de la investigación

1.4.1. Importancia de la investigación

La importancia de la presente investigación reside en la preocupación por el uso eficiente de recursos naturales como el agua, consumida en grandes cantidades por diferentes industrias; en el caso específico de las refinerías de petróleo con una ratio entre 0,34 – 0,47 litros de agua por litro de crudo procesado (Ho et al., 2021). El agua residual proveniente de las unidades de destilación atmosférica, destilación al vacío, hidrodesulfuración, craqueo catalítico fluidizado, viscorreducción, regeneración de aminas y recuperación de azufre presentan alta carga de contaminantes, los cuales se reducen mediante un tratamiento adecuado antes de verterse o reutilizarse (Zahid, 2019). Cabe resaltar que la calidad para reutilización es más estricta que la de vertimiento en muchos procesos (Costamagna et al., 2021). Tradicionalmente, los diseños para la desorción de aguas residuales contemplan disminuir la concentración de contaminantes

para cumplir con los Límites Máximos Permisibles (LMP) de vertimiento, D.S. N°037-2008-PCM en el caso peruano, más no para adaptarla como potencial materia de reutilización dentro de los procesos de refinería con elevados consumos de agua.

En un contexto donde se busca extraer el máximo valor de los recursos y desechos para reducir el impacto ambiental, la presente investigación es una propuesta que busca diseñar computacionalmente un proceso de desorción de aguas residuales con enfoque en la remoción eficiente de amoniaco hasta niveles iguales o menores a 10 ppm, concentración calculada a partir de los estudios de Bastos et al. (2021) y Costamagna et al. (2021), con la finalidad de obtener una calidad de agua que pueda reemplazar al agua cruda en trenes de ósmosis inversa para la producción de agua de reposición en torres de enfriamiento, alineando el proceso con los Objetivos de Desarrollo Sostenible 6,12,13 y planteando un diseño de economía circular que reduzca el consumo de agua cruda por parte de la industria.

1.4.2. Viabilidad de la investigación

La investigación es viable, ya que se encuentra con autorización para utilizar la data de aguas residuales de una refinería de petróleo peruana, el cual es el objeto de estudio; así como, el software para el diseño del proceso de desorción propuesto en la presente investigación.

1.5.Contribución e impacto de la investigación

1.5.1. Industrial y científico

El presente proyecto de investigación podría constituir una contribución importante en el ahorro de recursos hídricos en la industria de refinación de petróleo peruana, al plantear un diseño de proceso enfocado en alcanzar una calidad de agua

residual tratada que pueda reutilizarse como agua de reposición en torres de enfriamiento. En la búsqueda de una calidad de agua reutilizable, no solo se plantea la optimización del proceso, sino también una integración térmica de corrientes que disminuya el uso de servicios calientes y una oportunidad de reducir costos operativos ligados al consumo de agua cruda. Por otra parte, se espera contribuir al desarrollo de futuras investigaciones que planteen alternativas de reutilización de agua en la refinación de petróleo.

1.5.2. Ambiental

El diseño de proceso planteado es una alternativa que podría contribuir al cumplimiento de los Objetivos de Desarrollo Sostenible 6, 12 y 13 planteados en la Agenda 2030 de las Naciones Unidas, ya que se orienta en mejorar la gestión de recursos hídricos, se centra en el consumo eficiente de agua cruda y propone una idea de reducción de emisiones de gases de efecto invernadero.

1.6. Limitaciones de la investigación

En primer lugar, para desarrollar el presente trabajo era fundamental disponer de los datos de caracterización del agua residual y el software Aspen Hysys V.11. de una refinería de petróleo peruana; por lo que, su obtención pudo afectar significativamente el desarrollo del estudio.

Segundo, los datos tomados en el presente trabajo corresponden a las muestras tomadas durante un periodo corto debido a restricciones de tiempo y disponibilidad operacional durante el desarrollo de la investigación

Tercero, los parámetros termodinámicos se asumen en condiciones ideales de equilibrio bajo un estado estacionario.

Finalmente, el análisis financiero considera precios estáticos de energía, agua y bonos de carbono.

CAPÍTULO II: MARCO TEÓRICO

2.1. Antecedentes de la Investigación

Bastos et al. (2021) en su estudio titulado "Pilot scale reverse osmosis refinery wastewater treatment– a techno-economical and sustainability assessment" señalan que la industria del petróleo y gas es uno de los mayores consumidores de agua cruda, lo que ha incentivado la búsqueda de alternativas de reutilización mediante tecnologías eficientes. En su investigación, los autores emplearon agua residual tratada previamente mediante desorción con una calidad de 23 ppm de amoniaco en una planta piloto de ósmosis inversa, el objetivo fue acondicionar el agua reutilizarla en las torres de enfriamiento de una refinería ubicada en Portugal. Los resultados mostraron que los módulos de ósmosis inversa lograron remover el 86% de NH_3, reduciendo la concentración hasta los 3,3 ppm, lo que según los autores demuestra la compatibilidad química y física del agua tratada con los requisitos para ser reutilizada como agua de reposición en las torres de enfriamiento. Se concluye que la implementación del sistema permitiría a la refinería ahorrar 375 000 m^3 de agua cruda y evitar la descarga de 417 000 m^3 de efluente al año, lo que representa un beneficio económico estimado de 286 000 euros.

El estudio de Costamagna et al. (2021) titulado "Experimental study of a reverse osmosis pilot plant for reuse of refinery wastewater", menciona que a lo largo de los años se han establecido restricciones en cuanto a la extracción de agua cruda y vertimiento de aguas residuales por parte de la industria en búsqueda de una disminución del impacto ambiental; así mismo, que en la Unión Europea ya se han emitido regulaciones en cuanto a los requisitos mínimos para la reutilización del agua. En tal sentido, los autores han estudiado en una planta piloto de ósmosis inversa ubicada en la refinería italiana Iplom, la separación de los contaminantes presentes en el agua residual tratada por desorción

para verificar si cumple con los umbrales de reutilización establecidos para ser usada como agua de reposición en sus torres de enfriamiento, poniendo especial foco en la Demanda Química de Oxígeno (DQO) [≤120 ppm], Hierro (Fe) [≤0.4 ppm] y Amoniaco-Nitrógeno (NH_3-N) [≤2 ppm]. Los resultados mostraron que, para el caso del NH_3, uno de los mayores contaminantes presentes en el agua tratada, se logró una separación ≥80% disminuyendo la concentración de 5 ppm a ≤ 1 ppm; de igual forma, la separación obtenida para el resto de los contaminantes demostró que es posible reutilizar el agua residual tratada por ósmosis inversa como agua de reposición en torres de enfriamiento, lo que les permitiría ahorrar entre 20-25 toneladas métricas de agua cruda por hora.

Mestre et al. (2020) mencionan en su estudio titulado "Assessment of a Sour Water Treatment Unit Using Process Simulation, Parametric Sensitivity, and Exergy Analysis" que los softwares como Aspen Hysys pueden conducir la elaboración de modelos que permitan identificar oportunidades de mejora en dos de los retos más grandes actualmente: optimizar el consumo energético y minimizar el impacto al ambiental. En su estudio realizaron análisis de sensibilidad para observar el impacto de la variación de parámetros operativos en el desempeño de un desorbedor de aguas residuales, así como un análisis de exergía que permitan identificar las etapas con necesidad de optimización en el uso energético. Los resultados del análisis de sensibilidad mostraron que la adición de vapor en los fondos del desorbedor es el mayor causante de la mejora en el despojamiento de NH_3, H_2S y CO_2, lo que causa una mejora del 8,16% en la eficiencia exergética, es decir, la eficacia de un sistema evaluando cómo convierte la exergía de entrada en exergía de salida. Ésta considera tanto la cantidad como la calidad de la energía para identificar pérdidas irreversibles.

El estudio de El Sherbini et al. (2024) titulado "Stripped sour water reuse at an Oil Refinery. Case Study and an Economical Evaluation", se centra en evaluar la viabilidad

técnica y económica del tratamiento de aguas residuales mediante desorción, con el propósito de reutilizarla como agua de lavado en aeroenfriadores. Los autores destacan que la posibilidad de reutilización está estrechamente ligada con la calidad del agua tratada, proponiendo como metas operativas una concentración de 10 ppm de H_2S y 50 ppm de NH_3. Para tal fin, resaltan la importancia del pH del medio para favorecer la conversión de los contaminantes a su forma no iónica, facilitando su remoción. Los resultados obtenidos muestran que el proceso diseñado permite la reutilización del agua residual en aeroenfriadores generando un ahorro económico estimado de $1 176 000 anuales por reducción en el consumo de agua cruda.

La investigación de Zakaria et al. (2021) titulada "Inyección de sosa cáustica para Solución de problemas operativos en el Decapante de agua agria (SWS) en la Industria de procesamiento de petróleo" presenta inicialmente un problema de contaminación en la unidad de desorción de aguas residuales, ocasionando que a pesar de operar a una carga menor a la de diseño, los valores de NH_3 en el agua tratada alcancen picos mayores a 100 ppm. Para enfrentar el problema de formación de compuestos iónicos estables y no tener problemas en los tratamientos aguas abajo, decidieron inyectar soda cáustica en la alimentación al stripper logrando reducir de 58 ppm a 12,1 ppm de NH_3, aunque mencionan que es necesario un monitoreo de la dosis de inyección. Concluyeron que el uso de soda cáustica es eficaz para mejorar el rendimiento de remoción de amoniaco en el agua residual.

Lee et al. (2002) en su estudio titulado "Dynamic simulation of the sour water stripping process and modified structure for effective pressure control" estudiaron la controlabilidad de un desorbedor de aguas residuales mediante una simulación dinámica en Aspen Plus y Aspen Dynamics debido a los problemas operativos que generan este tipo de unidades y la relevancia que comienzan a adoptar como consecuencia de las

legislaciones ambientales cada vez más estrictas, dentro de los principales problemas está el aumento de concentración de amoniaco en la alimentación y el consecuente incremento de presión de tope en el stripper. Dentro de la simulación incluyeron la inyección de soda cáustica para remover mejor el amoniaco y un reflujo circulante (pump-around) en el tope del desorbedor. Concluyeron que el reflujo circulante permite controlar efectivamente la presión de la columna, aunque la concentración de NH_3 en los fondos puede incrementar si no se optimizan el resto de los parámetros.

Kazemi et al. (2017) en su estudio titulado "Development of a novel processing system for efficient sour water stripping" investigaron la viabilidad de reducir la demanda de servicios en la unidad de tratamiento de aguas residuales; para ello, simularon una unidad típica de tratamiento en Aspen Hysys usando Sour-PR como paquete termodinámico, identificaron los parámetros más importantes y en base a ello realizaron un estudio paramétrico para diseñar una nueva propuesta de configuración usando recompresión de vapor en reemplazo de un recalentador y un condensador de tope en el desorbedor; finalmente, compararon económicamente las dos configuraciones usando Aspen Economic Evaluation para un periodo de vida de planta de 25 años. Los resultados mostraron que reemplazando la fuente de calor con el trabajo mecánico del compresor redujeron el 83,7% y 89% de la demanda de servicios fríos y calientes respectivamente, en consecuencia, un 73,6% de emisiones de CO_2; así mismo, un 11,4% de costos anuales totales y 14,9% de los costos operacionales.

El estudio de Mansour et al. (2017) titulado "New Efficient Configurations for Sour Wastewater treatment" plantea diferentes configuraciones para el diseño de una unidad de tratamiento de aguas residuales en una industria de Corea del Sur, buscando maximizar el ahorro energético. Partieron del diseño de un desorbedor con reflujo al que le realizaron un análisis de sensibilidad, donde se reflejó que el caudal de vapor en el

recalentador tiene una relación directa con la eficiencia de remoción de los gases ácidos. Seguidamente, estudiaron siete configuraciones y las compararon en términos económicos. Concluyeron que la configuración óptima es aquella que incluye una etapa de recompresión de los gases de tope, así como una integración térmica de las corrientes de proceso, mismas que generan un ahorro del 51,54% en los costos anuales evaluado en un periodo de 10 años.

La investigación de Zahid (2019) titulada "Techno-economic evaluation and design development of sour water stripping system in the refineries" menciona que a pesar de que las unidades de tratamiento de aguas residuales están presentes en las refinerías de petróleo hace décadas, no se han hecho suficientes estudios para optimizarlas puesto que el reúso de agua no ha sido un tema abordado con rigor hasta hace unos años; por ello, desarrolló una investigación enfocada en el análisis de consumo energético y económico de tres modelos propuestos para el tratamiento de aguas residuales mediante desorción en Aspen Hysys manteniendo una calidad de 10 ppm y 100 ppm para el H_2S y NH_3 del agua residual tratada. De su estudio concluyó que modificando el proceso con la adición de una etapa de recompresión de vapor se puede lograr disminuir un 90% y 20% la demanda de servicios calientes y fríos respectivamente, alcanzando la viabilidad económica en 25 años.

Gai et al. (2020) en su trabajo "Conceptual design of energy-saving stripping process for industrial sour water" proponen un nuevo diseño de proceso en Aspen Plus para el tratamiento de aguas residuales provenientes de una refinería, este consiste en la integración de una bomba de calor para la recompresión del vapor por vaporización instantánea en los fondos (Mechanical Vapor Rrecompression Heat Pumps = MVRHP), optimizando los parámetros operativos para no elevar demasiado el costo de los equipos, considerando como máximo 150 ppm de NH_3 en el efluente. En su trabajo mostraron una

comparativa de su propuesta con el modelo base en términos económicos para un periodo de 10 años, los resultados mostraron que, si bien la inversión de capital aumenta en 45%, es posible reducir el costo total anual en 45%.

2.2. Bases teóricas

2.2.1. Aguas residuales en refinerías de petróleo

a) Origen

Las aguas residuales de una refinería de petróleo pueden clasificarse en seis tipos según su origen (Wang et al., 2004):

- Operaciones normales del proceso
- Operaciones de servicios.
- Aguas de deslastre.
- Aguas de sanitarios
- Aguas pluviales
- Descargas misceláneas.

El agua generada en las operaciones normales del proceso de refinación proviene de las unidades de coquización retardada, los efluentes del reactor de hidrodesulfurización y las fraccionadoras de las unidades de craqueo catalítico y viscorreducción principalmente (Lieberman, 2014).

b) Características

El agua residual proveniente de las operaciones normales del proceso tiene como principales contaminantes al H_2S y NH_3 (Lieberman, 2014). Esto por la destrucción de los compuestos orgánicos de azufre y nitrógeno durante los procesos de desulfurización, denitrificación e hidrotratamiento (Wang et al., 2004).

El comportamiento del NH_3 en los sistemas de aguas residuales de refinerías presenta un contraste fundamental respecto al del H_2S debido a sus naturalezas químicas opuestas y a su dependencia del pH. Mientras que el H_2S actúa como un gas de carácter ácido que tiende a reducir el pH del efluente, el NH_3 es una base débil que eleva la alcalinidad del medio. De acuerdo con la Enviromental Protection Agency (2002), el amoníaco en solución acuosa entra en un equilibrio reversible con el ion amonio NH_4^+. En el rango típico de pH de las aguas residuales (entre 4 y 8), el H_2S se encuentra predominantemente en forma de gas disuelto libre, lo que facilita su volatilización. Por el contrario, la mayor fracción del amoníaco permanece hidrolizada en su forma iónica no volátil NH_4^+. Esta disociación diferenciada restringe la presión de vapor del amoniaco e impide su transferencia natural hacia la fase gaseosa, a menos que se apliquen temperaturas extremas o se fuerce un viraje hacia un pH fuertemente alcalino, marcando la primera gran diferencia en la reactividad de ambos compuestos.

Según Wang et al. (2004) a 37,8°C, la constante de Henry para el H_2S es 2 670 ppm/bar, mientras que para el NH_3 es 551 000 ppm/bar. Siendo menor la solubilidad del primer gas, este es más sencillo de despojar. Es así como, para remover el 90% de H_2S se necesitan 37.8°C, mientras que para remover el 90% de NH_3 se necesitarían 110°C.

Santos et al. (2021) explican que el H_2S exhibe una baja solubilidad que decrece drásticamente al aumentar la temperatura, lo que permite que sea removido con relativa facilidad en las primeras etapas de la torre de despojamiento. En contraposición, el NH_3 posee una solubilidad casi

ilimitada en el medio acuoso debido a su capacidad para formar puentes de hidrógeno estables con las moléculas de agua.

c) Problemas ambientales asociados

Según Wake (2005), los estudios han demostrado que los contaminantes presentes en los efluentes de refinerías de petróleo presentan una significativa toxicidad para los organismos acuáticos, tanto algas, peces e invertebrados. Los principales componentes responsables de dichos daños son los hidrocarburos aromáticos policíclicos, el amoniaco y los sulfuros, causando impacto negativo en la mortalidad, la diversidad biológica y la capacidad de los ecosistemas para mantener procesos ecológicos esenciales.

2.2.2. Tratamiento de aguas residuales

El tratamiento de aguas residuales en refinerías de petróleo se puede dividir en pretratamientos a diferentes corrientes que eliminen contaminantes específicos antes de diluirse en la corriente principal y el tratamiento final de dicha corriente para cumplir con las especificaciones legales de calidad.

A) Segregación y pretratamiento

La segregación de las corrientes de agua provenientes de diferentes procesos es una buena práctica para poder pretratarlas de forma independiente y así recuperar subproductos que de otra forma no se podrían. En refinerías de petróleo se tienen principalmente cuatro corrientes de pretratamiento detalladas a continuación según lo descrito por Wang et al. (2004):

a) Pretratamiento de aguas ácidas

El agua ácida es el efluente de los procesos de refinación de petróleo que emplean vapor como medio de arrastre en la destilación o como diluyente para reducir la presión parcial de hidrocarburos en el craqueo térmico o catalítico. Los principales contaminantes que se encuentran son ácido sulfhídrico y amoniaco, los cuales pueden ser removidos mediante despojamiento con vapor, gas combustible, oxidación con aire, vaporización e incineración. El resultado de este pretratamiento es una corriente de agua residual con concentraciones bajas de sulfuros y amoniaco.

b) Pretratamiento de sodas gastadas

La soda cáustica en refinerías de petróleo se usa para neutralizaciones, así como en la extracción de materiales ácidos del petróleo crudo o productos de reacciones ácidas como ácidos orgánicos, fenoles y ácido sulfhídrico. Existen dos tipos de sodas gastadas, las sulfúrica y fenólica. La primera es rica en sulfuros y puede oxidarse con aire, mientras que la segunda es rica en fenoles y tiene que neutralizarse con ácido. La corriente tratada se envía al tratamiento final.

c) Pretratamiento de agua de deslastre

El agua de deslastre se descarga en volúmenes variables, por lo que se almacena en tanques permitiendo un tratamiento controlado del agua

con elevado contenido de sales, aceites y compuestos orgánicos. El aceite recuperado en el pretratamiento se envía al sistema de lodos aceitosos, mientras que el agua tratada se envía al tratamiento final.

d) Pretratamiento de lodos aceitosos

Los lodos aceitosos pueden reusarse; sin embargo, debido a su contenido significante de sólidos y agua deben pasar por un tratamiento. El tratamiento frecuente es el calentamiento, de manera que se obtengan tres fases en el tanque: aceite, emulsión y agua, esta última es enviada al tratamiento final.

B) Tratamiento al final del proceso

Acorde a lo mencionado por Wang et al. (2004), el tratamiento final consiste en remover el aceite, los compuestos orgánicos y los sólidos suspendidos antes de descargar el efluente en un cuerpo de agua.

2.2.3. Reducción del efluente de aguas residuales

El efluente de refinerías de petróleo puede reducirse en la etapa de pretratamiento, es decir antes de que el agua llegue al tratamiento final para verterse al mar. Para ello, Wang et al. (2004) presenta alternativas que se detallan a continuación.

a) Buen mantenimiento de la planta

Se refiere a la reducción de flujos innecesarios a tratar, la segregación de aguas residuales a tratar y un buen programa de mantenimiento de equipos para reducir al máximo las fugas en planta.

b) Modificación de proceso

Las refinerías de petróleo modifican el diseño de sus procesos y equipos enfocándose en la disminución del consumo de agua y la carga contaminante. Algunas de ellas son:

- Sustitución de catalizadores por unos que requieran menor regeneración.
- Reemplazar equipos que sean fuente de soluciones agua-aceite como los condensadores barométricos por condensadores de superficie.
- Procedimientos mejorados de secado, endulzamiento y acabados para disminuir el gastado de soda y ácido, los lavados con agua y los sólidos de filtro que requieran limpieza.

c) Reutilización

Reutilizar corrientes de agua residual es una buena alternativa para disminuir la descarga de efluentes. Para poder llevar a cabo esta alternativa es necesario estudiar la compatibilidad de la calidad de contaminantes presentes con la calidad aceptable en el proceso de destino. Algunas opciones son:

- Usar torres de enfriamiento recirculantes en lugar de sistemas de un solo paso.
- Usar el agua residual tratada mediante desorción como reposición de calderas de baja presión.
- Utilizar el agua residual tratada como agua de enfriamiento o agua de reposición.

2.2.4. Desorción de gases disueltos con vapor

a) Proceso de desorción

La desorción es una operación de transferencia de masa en la que uno o más componentes volátiles disueltos en una fase líquida, al entrar en contacto con calor o un gas inerte, se remueven. A menudo, el costo del gas inerte es el que determina el flujo a utilizar, debiendo ser el mínimo posible (McCabe, Smith y Harriot, 2007).

Para poder llevar a cabo la transferencia de masa se utilizan equipos que favorezcan un contacto íntimo entre las fases gas y líquido. Usualmente se utilizan equipos verticales como columnas con platos o empaques en los que el gas y líquido fluyen en contracorriente (Perry, 2008).

b) Principios termodinámicos de la desorción

EL agua residual es una mezcla de electrolitos débiles (Lee, 2022), sus reacciones de equilibrio según de Farias et al. (2021) son:

$$2H_2O \leftrightarrow H_3O^+ + OH^- \quad (1)$$

$$NH_3 + H_2O \leftrightarrow NH_4^+ + OH^- \quad (2)$$

$$H_2S + H_2O \leftrightarrow H_3O^+ + HS^- \quad (3)$$

$$HS^- + H_2O \leftrightarrow H_3O^+ + S^{-2} \quad (4)$$

El NH_3 (básico) incrementa el pH del agua. Al aumentar el pH, el equilibrio de la reacción del H_2S se desplaza intensamente hacia la derecha, produciendo más iones HS^-. Esto disminuye la cantidad de H_2S en forma de gas libre disuelto, permitiendo que el agua retenga mucho más

sulfuro de hidrógeno en solución. Este efecto de mejora mutua de la solubilidad destruye por completo las predicciones de una ecuación de estado tradicional; por lo que, la elección de un paquete termodinámico debe combinar el enfoque matemático integrado de la fase gaseosa y líquida.

Para la fase gaseosa se necesita una ecuación de estado cúbica como Peng-Robinson para calcular fugacidades y densidades de los gases comprimidos en el tope de la torre; mientras que para la fase líquida, una correlación como la del American Petroleum Institute (API) y los avances de Van Krevelen et al. para soluciones de electrolitos débiles, cuyo modelo calcula constantes de Henry corregidas por la fuerza iónica y los coeficientes de actividad de las especies moleculares disociadas. Por lo que, el paquete termodinámico ideal en Aspen Hysys es el Sour Water.

Por otro lado, según lo mencionado por Perry (2008), para definir la solubilidad de un gas en un líquido es necesario establecer condiciones como temperatura, presión parcial de equilibrio del soluto en la fase gaseosa y su concentración en la fase líquida. La relación entre estas últimas en muchos sistemas físicos es definida por la ley de Henry, por lo que la solubilidad podría ser definida por el valor de la constante de Henry, según la siguiente expresión:

$$p_A = H' c_A \tag{5}$$

Donde p_A es la presión parcial del soluto en la fase gaseosa, *H*' es la contante de Henry en unidades de presión y c_A es la concentración molar del soluto en la fase líquida (mol/L).

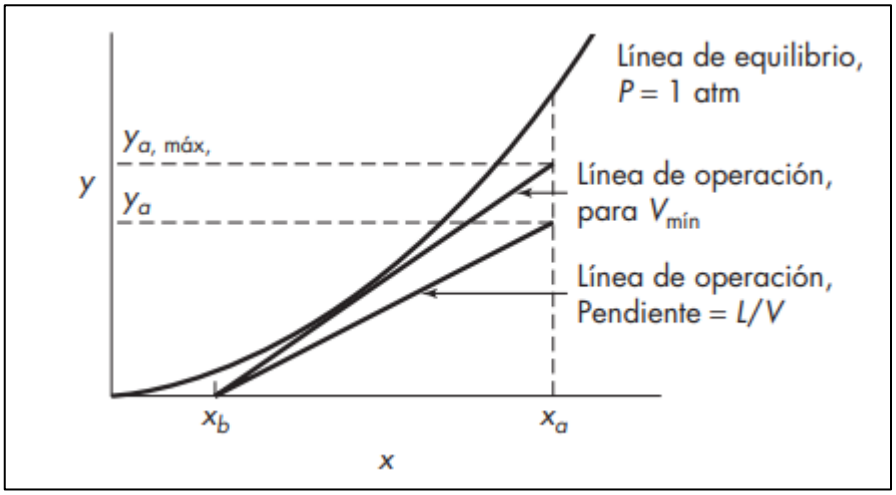
Otra forma de predecir la distribución de gas-líquido a lo largo de una columna es el coeficiente de distribución de equilibrio (K) definido a continuación:

$$K = y/x \tag{6}$$

Donde y es la fracción molar del soluto en la fase gaseosa y x es la fracción molar del soluto en la fase líquida.

Graficando x y y se obtienen diferentes líneas de operación, siendo la línea de equilibrio aquella que representa el estado de saturación a una determinada presión y temperatura como se muestra en la figura 1 extraído de McCabe, Smith y Harriot (2007):

Figura 1. Líneas de operación para una columna de desorción



Nota: Extraído de McCabe, Smith y Harriot (2007).

(McCabe, Smith y Harriot, 2007) Si bien en la figura 1 se muestra la línea de equilibrio como una curva por las variaciones de velocidades de vapor y líquido, se tiende a considerar como una línea recta definida por la fórmula:

$$y^* = m.x \qquad (7)$$

Donde *m* es la pendiente de la línea de equilibrio.

McCabe, Smith y Harriot (2007) mencionan que la desorción se ve favorecida por incrementos de temperatura o reducción de la presión total, pudiendo realizarse estas variaciones de manera simultánea. Una disminución en la presión total incrementa el valor de *m*, favoreciendo que el gas pueda cargar más soluto.

Por otro lado, como se muestra en la Figura 1, la línea de operación está definida por la pendiente *L/V*, donde *L* es la velocidad de líquido y *V*, la del gas. A mayor velocidad del gas, el soluto en la fase gaseosa es menor, teniendo más capacidad de aceptación según la gradiente $(y - y^*)$.

(Perry, 2008) Las condiciones de operación para una desorción favorable están basadas en lograr la menor solubilidad del soluto (elevado valor de *m*), definiendo el factor de desorción como:

$$S = m\frac{G}{L} \qquad (8)$$

Donde *m* es la pendiente de la curva de equilibrio, *G* es el flujo másico del gas y *L* es el flujo másico del líquido.

Según Bomberger y Marynowski (1984), el rendimiento de un desorbedor de *N* etapas de equilibrio sin pérdidas de calor ni reflujo es determinado por la fracción del componente de la alimentación que permanece en los fondos (f_N):

$$f_N = \frac{1-S}{1-S^{N+1}} \qquad (9)$$

Donde *S* viene definido por la ecuación (8).

Asimismo, para un desorbedor con N etapas y condensador de reflujo, el rendimiento se determina según:

$$f_{N+C} = f_N \left[1 - \frac{(1-f_N)}{(1-S_C)}\right]^{-1} \quad (10)$$

Donde S_C es el factor de stripping aplicado al condensador.

Por otro lado, también se puede hablar de la eficiencia de los platos como una relación entre el número de platos teóricos y reales, según lo descrito por Perry (2008).

$$E = N_{teorico}/N_{real} \quad (11)$$

c) Factores operativos en la desorción de aguas residuales

En el agua residual las concentraciones de los contaminantes son muy pequeñas comparándose con el agua, haciendo que sus variaciones tengan un bajo impacto en K (Bomberger y Marynowski ,1984).

La concentración baja de contaminantes genera que la composición del líquido no sufra grandes cambios a lo largo de la columna, impactando en igual medida a la temperatura entre platos (Bomberger y Marynowski ,1984).

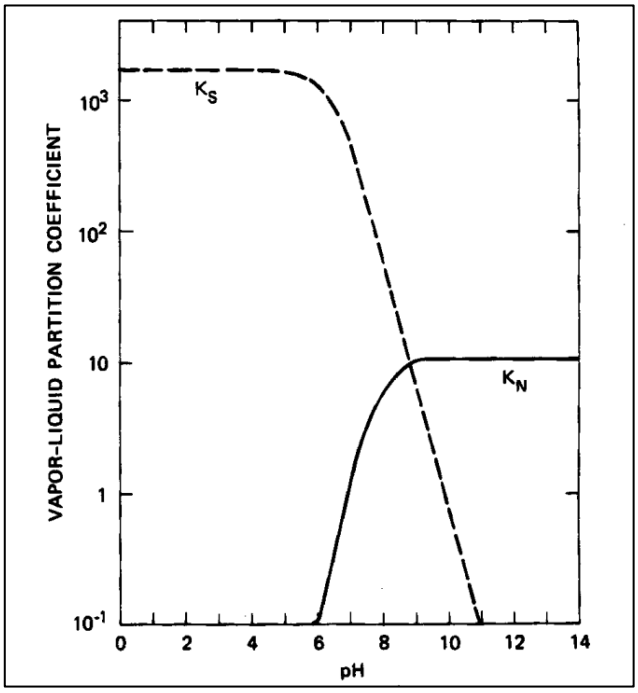
Como lo mencionan Bomberger y Marynowski (1984), el pH de la solución está relacionado con el factor K de cada contaminante, afectando su solubilidad. En el caso específico de las aguas residuales, el NH_3 y el ácido sulfhídrico en sí mismos son poco solubles; sin embargo, cuando ambos están presentes se neutralizan formando sales solubles. A un bajo pH, se ve favorecida la forma más volátil del ácido sulfhídrico como H_2S, con un alto factor K_S. Por otro lado, a un alto pH, se ve favorecida la forma

más volátil del amoniaco como NH_3, con un alto factor K_N. En la figura 2 se aprecia lo mencionado.

La recuperación de contaminantes en la corriente gaseosa de un desorbedor de aguas residuales se calcula mediante la fórmula propuesta por De Farias et al. (2021):

$$Recuperación\ de\ componente\ (\%) = 1 - \frac{Concentración\ final}{Concentración\ inicial} \quad (12)$$

Figura 2. Coeficiente de distribución de equilibrio para el amoniaco y sulfuro de hidrógeno como función del pH a 100°C y 1 atm.



Nota. Tomado de Bomberger y Maynowski (1984)

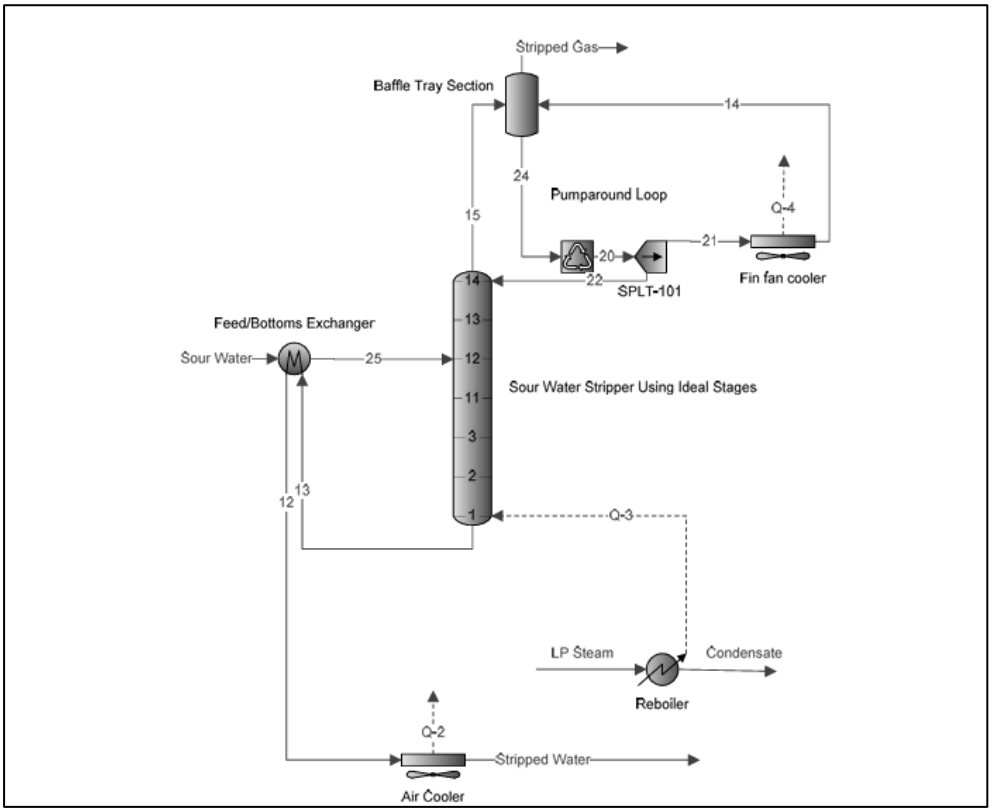
d) Configuraciones de unidades para la desorción de contaminantes

El agua residual proveniente de los procesos de refinación contiene contaminantes volátiles, principalmente H_2S y NH_3, cuya presencia limita la reutilización del agua tratada debido a problemas de toxicidad, corrosión y afectación operacional en equipos industriales. Industrialmente, las

configuraciones de stripping pueden clasificarse en sistemas de una etapa y sistemas de dos etapas.

La configuración de stripping en una etapa incluye una única columna, esta ofrece una recuperación de gases H_2S y NH_3 como mezcla en la corriente de tope. Es usada por tener menor complejidad operacional, menor requerimiento de equipos y en consecuencia menores costos de inversión y operación. (Addington et al., 2011).

Figura 3. Configuración de desorción en una etapa

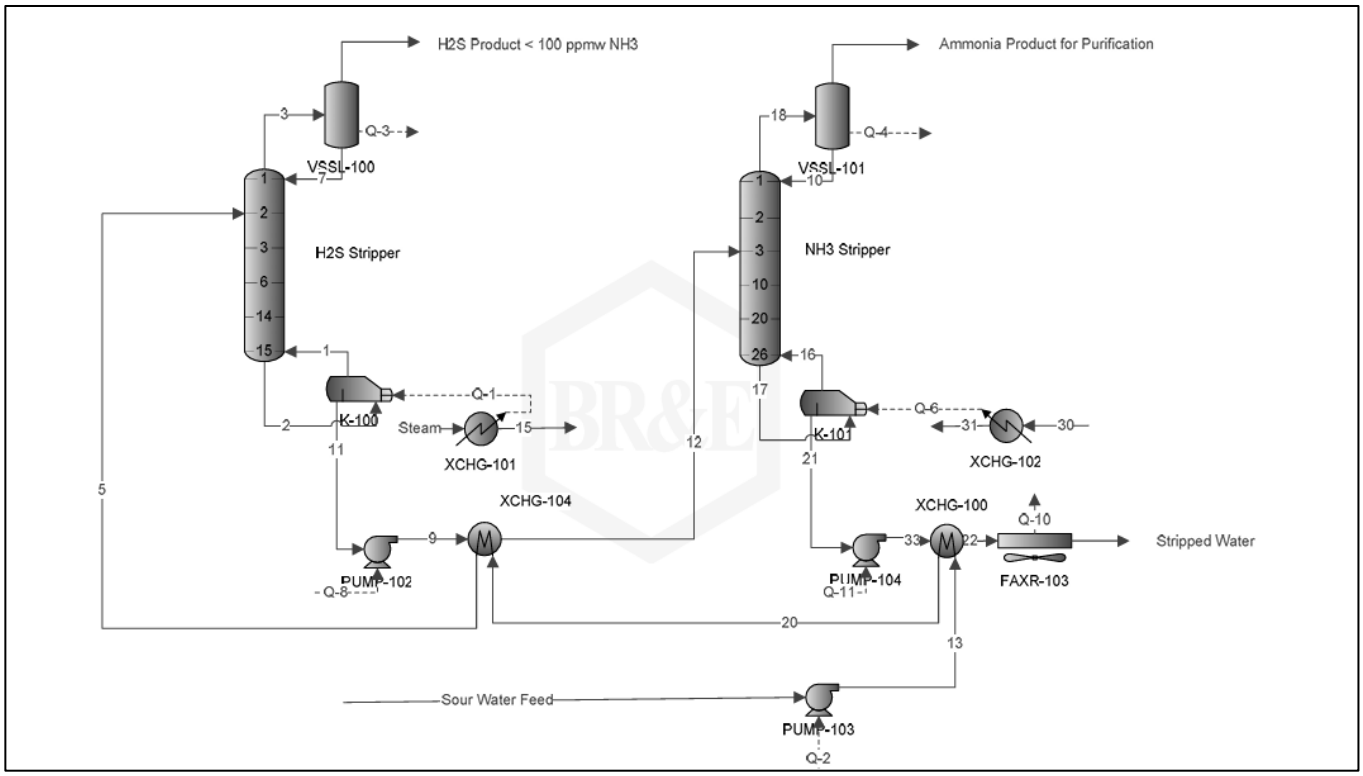


Nota. Tomado de Addington et al. (2011).

Algunas refinerías emplean configuraciones de desorción en dos etapas, este consiste en una primera columna para despojar H_2S y una segunda para despojar NH_3 . Esta configuración permite obtener corrientes

separadas de gas ácido y amoniaco. La corriente de amoniaco puede ser quemada sin producir cantidades significativas de SO_2, también puede ser purificado para venta como materia prima. Por otra parte, la corriente de H_2S puede utilizarse como corriente de entrada para una planta de ácido sulfúrico o una planta recuperadora de azufre (Addington et al., 2011).

Figura 4. Configuración de desorción en dos etapas



Nota. Tomado de Addington et al. (2011).

2.2.5. Torres de enfriamiento en sistemas recirculantes

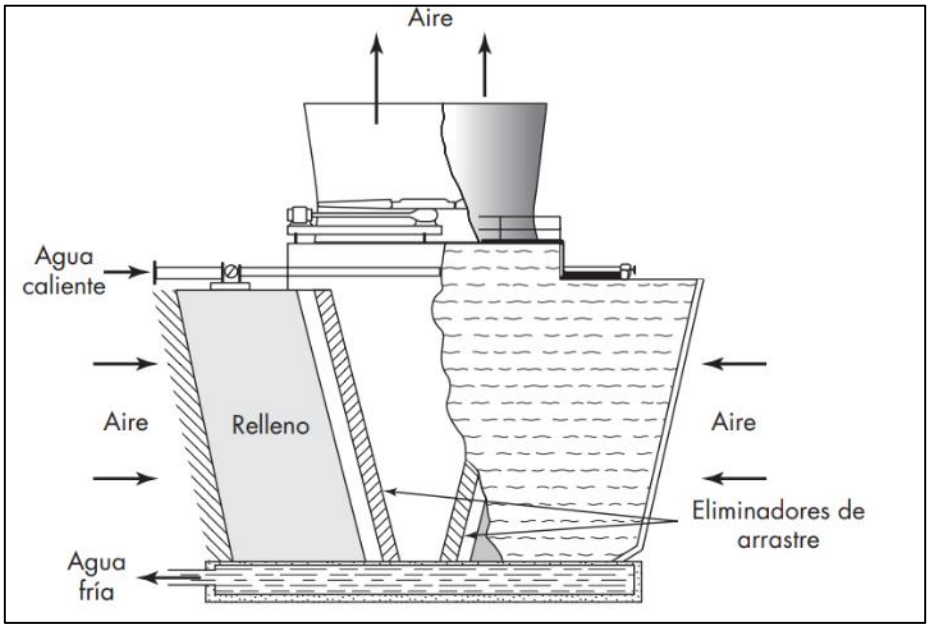
a) Función de las torres de enfriamiento

Las industrias de procesos eliminan el calor residual de los procesos usando agua de enfriamiento y esta a su vez elimina dicho calor

al ambiente mediante un enfriamiento evaporativo en sistemas recirculantes de agua de enfriamiento (Perry, 2008).

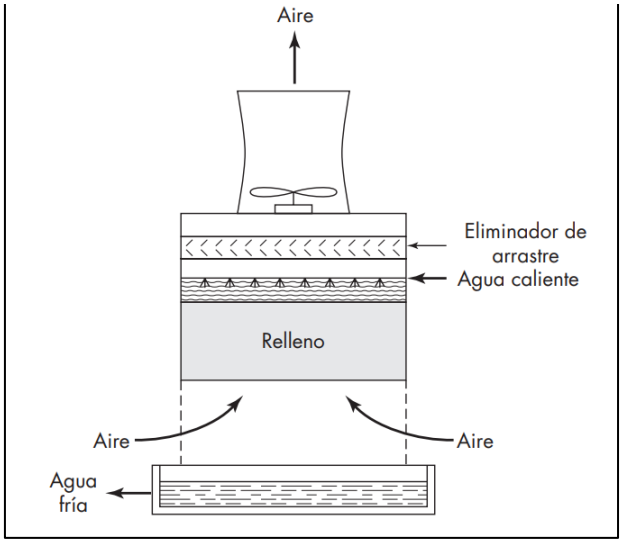
McCabe, Smith y Harriot (2007) mencionan que las torres de enfriamiento tienen la función de ofrecer un contacto líquido-gas con la finalidad de descender la temperatura del líquido. El líquido caliente se distribuye uniformemente a través de los empaques internos de la torre, mientras que el gas pasa a través de estos por el tiro forzado o inducido generado por ventiladores, aunque en algunos diseños también se contempla la convección natural. Las torres típicas son las de flujo cruzado con una entrada de aire de forma horizontal que atraviesa los empaques como la Figura 5 y las de contracorriente con la entrada de aire por debajo de los empaques que proporcionan una distribución más favorable para la transferencia de calor como la Figura 6.

Figura 5. Torre de enfriamiento de flujo cruzado



Nota. Tomado de McCabe, Smith y Harriot (2007)

Figura 6. Torre de enfriamiento a contracorriente



Nota. Tomado de McCabe, Smith y Harriot (2007)

El descenso de la temperatura se logra con la transferencia de calor a una fracción de líquido que termina evaporándose. La evaporación del agua, así como las pérdidas de gotas por el desplazamiento del viento y las purgas rutinarias para limitar la formación de sales causan que tenga que reponerse el volumen perdido con agua de reposición para mantener constante el flujo circulante por el sistema (McCabe, Smith y Harriot, 2007).

b) Parámetros operativos en el agua de enfriamiento

Según Lieberman y Lieberman (2014), es de suma importancia controlar el pH del agua de enfriamiento entre 6,5 a 7,0. Un pH por encima de lo establecido originaría la precipitación de las sales de hierro disueltas en el agua, haciendo que la balsa de recuperación se torne marrón; por otro

lado, si el pH descendiera por debajo de lo establecido el agua se volvería corrosiva, afectando la integridad del sistema.

Perry (2008) considera que el control de la integridad del sistema de agua de enfriamiento se lleva a cabo mediante el control de la calidad de agua de reposición y el control de la composición química del agua del sistema. Además, menciona que adoptar sistemas recirculantes minimiza el consumo y disposición de agua.

La remoción de constituyentes disueltos por medio de ósmosis inversa se usa como tratamiento para el agua de reposición de torres de enfriamiento. En la Figura 7 se muestran las tasas de rechazo para diferentes contaminantes presentador por Asano et al. (2007).

Figura 7. Tasas de rechazo típicas en tratamientos con ósmosis inversa

Constituent	Unit	Rejection rate
Total dissolved solids	%	90–98
Total organic carbon	%	90–98
Color	%	90–96
Hardness	%	90–98
Sodium chloride	%	90–99
Sodium sulfate	%	90–99
Calcium chloride	%	90–99
Magnesium sulfate	%	95–99
Nitrate	%	84–96
Fluoride	%	90–98
Arsenic (+5)	%	85–95
Atrazine	%	90–96
Proteins	log	4–7
Bacteria[b]	log	4–7
Protozoa[b]	log	>7
Viruses[b]	log	4–7

Nota. Extraído de Asano et al. (2007)

El rechazo de componentes en Ósmosis Inversa se calcula siguiendo la fórmula expuesta por Bastos et al. (2021):

$$R(\%) = \left(1 - \frac{C_p}{C_f}\right) x100 \quad (13)$$

Adicionalmente, Costamagna et al. (2021) proporcionan una lista con límites de concentración referenciales para diferentes compuestos presentes en el agua de enfriamiento de suministro (CWS), ver Figura 8.

Figura 8. Límites de concentración de contaminantes en CWS

	Unit	Limit for discharge into surface water (Italian legislative decree 152/2006)	Limit for input to the CWS
pH	—	5.5–9.5	7.6–8.2
Alkalinity	ppm	—	>150
Ca H	ppm	—	≤480
TSS	ppm	≤80	≤4
Al	ppm	≤1	≤0.2
Chlorides	ppm	≤1200	≤400
COD	ppm	≤160	≤120
Cu	ppm	≤0.1	≤0.008
Fe	ppm	≤2	≤0.4
HC	ppm	≤5	≤5
Mn	ppm	≤2	Fe+Mn +Al<1
Sulfates	ppm	≤1000	≤400
TAN	ppm	≤15	≤2

Nota. Tomado de Costamagna et al. (2021).

2.2.6. Diseño y simulación de procesos

a) Diseño de procesos asistido por computadora

El diseño de procesos, según la profundidad, puede clasificarse en dos etapas. La primera se denomina diseño conceptual, incluye la selección del proceso químico, la recolección de datos, el establecimiento de las condiciones operativas, la selección de equipos, el flujo de procesos y una estimación preliminar de costos. La segunda se denomina diseño básico, incluye el diseño mecánico de los equipos, el diseño detallado de

las estructuras, el diseño de tuberías y el diseño de servicios auxiliares (Haydary, 2019).

Como lo mencionan Giudice y Pereyra (2005), el diseño de procesos no solo se relaciona con el comienzo de una nueva actividad productiva sino con el rediseño de una existente ya sea por desempeño insuficiente, exigencias impuestas por la competencia, surgimiento de nuevas tecnologías, disponibilidad de insumos o cambios en los costos.

b) Simulación de procesos

Según Haydary (2019), la simulación de procesos es modelar un sistema reproduciendo su comportamiento con un elevado grado de exactitud, de manera que se puedan realizar pruebas para comprender su comportamiento o evaluar alternativas que mejoren su operación. Un software robusto en la simulación de aplicaciones de hidrocarburos, químicos y petróleo es Aspen Hysys.

c) Integración de procesos

(Ramanath et al., 2023) Las plantas que utilizan vapor como utilidad caliente generan emisiones de CO_2 como consecuencia de la quema de combustibles fósiles; por lo que, una menor demanda de utilidades calientes reduciría dichas emisiones.

Como lo menciona Haydary (2019), la integración de procesos es la integración óptima de las corrientes en busca de la mayor eficiencia energética, de materia prima, reducción de emisiones y mejora de la

controlabilidad. Asimismo, la integración energética busca disminuir el consumo de energía recuperando el calor entre corrientes de proceso.

Ramanath et al., 2023 explican uno de los mejores métodos para la integración energética de corrientes de proceso denominado Análisis de Punto de Pliegue. En este método se identifica la región de mayor aproximación para el intercambio de calor entre las corrientes calientes y frías del proceso. En adición, se grafica el diagrama de recuperación de calor, donde la superposición de las curvas compuestas fría y caliente crea una región que representa la recuperación potencial de calor ($QREC$), mientras que las regiones sin superposición representan las mínimas demandas de utilidades calientes (QH) y frías (QR) después de la integración energética para una temperatura mínima de aproximación (ΔT_m) previamente establecida.

Hydary (2019) menciona que Aspen Hysys tiene integrada una aplicación denominada Aspen Energy Analysis (AEA) que usa los principios básicos del Análisis de Punto de Pliegue y en base al análisis permite diseñar una red de intercambiadores de calor (Heat Exchanger Network =HEN).

d) Evaluación Económica

El diseño conceptual de un proceso necesita ser acompañado de una evaluación económica aproximada, de manera que pueda optimizarse buscando una alta rentabilidad. Por tal motivo, el simulador Aspen Hysys cuenta con un sofisticado software denominado Aspen Economic Analyzer

(AEA), el cual usa la información obtenida de la simulación para estimar costos. (Haydary, 2019).

Los costos involucrados en un proyecto se clasifican en costos de capital y costos operativos. La estimación de los costos de capital se hace en base a una aproximación de los costos de equipos, la cual se puede obtener del software Aspen Process Economic Analyzer con una simulación previamente elaborada. Los costos operativos se dividen en costos de manufactura y gastos generales, lo que incluye el costo de materia prima, servicios, operación laboral, entre otros (Haydary, 2019).

Haydary (2019) menciona que para un análisis de rentabilidad se puede evaluar el flujo de caja, la tasa de retorno de la inversión (Return On Investment =ROI) y el tiempo de recuperación (Payback Ttime = PBT).

2.2.8. Emisiones de dióxido de carbono

El dióxido de carbono es un gas de efecto invernadero que aporta significativamente al calentamiento global. Este gas se emite principalmente por la quema de combustibles fósiles y se puede estimar mediante para el caso de calderas de vapor con la fórmula propuesta por Gadalla et al. (2006):

$$[CO_2]_{Emiss} = \left(\frac{Q_{fuel}}{NHV}\right) \times \left(\frac{C\%}{100}\right) \times \alpha \quad (14)$$

Donde:

Q_{fuel}: cantidad de combustible quemado (kJ/s)

NHV = Net Heat Value: valor neto calorífico del combustible utilizado (kJ/kg)

C%: contenido de carbono en %.

α: (=3.67) es la ratio de masa molar entre el CO_2 y el C

$$Q_{fuel} = \frac{Q_{proc}}{\lambda_{proc}} \times (h_{proc} - 419) \times \frac{T_{FTB} - T_o}{T_{FTB} - T_{stack}} \quad (15)$$

$$\eta_{boiler} = \frac{T_{FTB} - T_{satck}}{T_{FTB} - T_o} \quad (16)$$

Donde:

Q_{proc}: carga térmica entregada al proceso (kJ/s)

λ_{proc} : calor latente de vapor entregado al proceso (kJ/kg)

h_{proc} : entalpía del vapor entregada al proceso (kJ/kg)

T_{FTB}: es la temperatura de la llama de los gases de combustión de la caldera pirotubular (Fire Tube Boiler) (°C)

T_o: Temperatura ambiental (°C)

T_{stack}: temperatura de chimenea (°C)

419 kJ/kg es la entalpía del agua de caldera a 100°C

(Manzur y Alva, 2013) Los bonos de carbono son certificados que acreditan la disminución de emisiones de gases de efecto invernadero (GEI) por medio de la captura de dióxido de carbono o la mitigación en una cantidad equivalente a una tonelada, estos se emiten de manera exclusiva por la Junta Ejecutiva de la Organización de las Naciones Unidas. En Perú, el Fondo Nacional del Ambiente (FONAM) evalúa los siguientes requisitos para determinar si un proyecto pertenece al Mercado de Desarrollo Limpio y por ende puede recibir bonos de carbono:

a) Tecnológicamente viable
b) Social y ambientalmente responsable
c) Cumplir requisitos legales de ejecución (nacionales, sectoriales, regionales y locales)

CAPÍTULO III: HIPÓTESIS Y VARIABLES

3.1. Formulación de hipótesis principal y derivadas

3.1.1. Hipótesis principal

- El diseño de un proceso de desorción de aguas residuales en una refinería de petróleo peruana mediante la simulación en Aspen Hysys V.11., el método de punto de pliegue y un análisis financiero, obtendrá una calidad de agua reutilizable en torres de enfriamiento.

3.1.2. Hipótesis derivadas

- El diseño computacional en estado estacionario del proceso de desorción de aguas residuales en una refinería de petróleo peruana simulado en Aspen Hysys V.11., obtendrá una calidad de agua reutilizable en torres de enfriamiento.
- La integración térmica de las corrientes del diseño de proceso de desorción de aguas residuales en una refinería de petróleo peruana mediante el método de punto pliegue disminuirá las emisiones de dióxido de carbono derivadas de los servicios calientes.
- El diseño de un proceso de desorción de aguas residuales en una refinería de petróleo peruana para su reutilización en torres de enfriamiento evaluado mediante un análisis financiero del Valor Actual Neto y la Tasas Interna de Retorno es rentable.

3.2. Variables y definición operacional

Tabla 1. Variables y definición operacional

Hipótesis	Variables	Definición conceptual	Definición operacional	Dimensiones	Indicadores	Escala de medición
El diseño computacional en estado estacionario del proceso de desorción de aguas residuales en una refinería de petróleo peruana simulado en Aspen Hysys V11, obtendrá una calidad de agua reutilizable en torres de enfriamiento.	*Variable Independiente*					
	Diseño computacional en estado estacionario.	Es el diseño conceptual, incluye la selección del proceso químico, la recolección de data, el establecimiento de las condiciones operativas, la selección de equipos y el flujo de procesos (Haydary, 2019).	Configuración y simulación del proceso en Aspen Hysys V.11. mediante la definición de condiciones de operación, selección de modelo termodinámico y ajuste de parámetros hasta lograr un diseño estable en estado estacionario.	Configuración del modelo	Tipo de modelo termodinámico	Escala nominal
				Condiciones de operación	Temperatura de operación (°C) Presión de operación (kg/cm^2) Caudal de alimentación (m3/h)	Escala de razón
				Selección de equipos	Tipo de columna Tipo de intercambiadores Tipo de bombas	Escala nominal
	Variable Dependiente					
	Calidad de agua.	Compatibilidad química para los parámetros más relevantes (Bastos et al., 2021)	Resultado de los parámetros fisicoquímicos del agua tratada obtenidos en la simulación comparándolos con los límites permisibles para el agua de reposición en torres de enfriamiento.	Parámetros fisicoquímicos	Amoniaco (ppm) Sulfuros (ppm) Porcentaje de remoción de contaminantes	Escala de razón

La integración térmica de las corrientes del proceso de desorción de aguas residuales en una refinería de petróleo peruana mediante el método de punto pliegue disminuirá las emisiones de dióxido de carbono derivadas de los servicios calientes.	*Variable Independiente*					
	Integración térmica de las corrientes del proceso	Integración óptima de diferentes unidades en un sistema de proceso con énfasis especial en el uso eficiente de energía (Haydary, 2019).	Es la integración de corrientes de proceso con el método de punto pliegue para diseñar una red de intercambiadores de calor que reduzca la necesidad de servicios calientes.	Calor en corrientes de proceso	Cantidad de calor requerido por corriente (kJ/h)	Escala de razón
					Cantidad de calor excedente por corriente (kJ/h)	Escala de razón
				Nivel de integración térmica	Temperatura mínima de aproximación (°C) Número de intercambiadores de calor propuestos	Escala de razón
	Variable Dependiente					
	Emisiones de dióxido de carbono derivadas de los servicios calientes	Dióxido de carbono generado en la quema de combustibles para proveer calor a los procesos (Gadalla et al., 2006).	Es el cálculo de la cantidad de dióxido de carbono que se emite a partir del consumo de combustible de servicios calientes antes y después de la integración térmica.	Consumo energético de servicios calientes	Energía consumida (kJ/h)	Escala de razón
				Emisiones de dióxido de carbono	Emisiones de dióxido de carbono (kg/h) Reducción de emisiones de dióxido de carbono (%)	Escala de razón

El diseño de un proceso de desorción de aguas residuales en una refinería de petróleo peruana para su reutilización en torres de enfriamiento evaluado mediante un análisis financiero del Valor Actual Neto y la Tasas Interna de Retorno es rentable.	*Variable Independiente*					
	Diseño de un proceso	Diagrama de flujo con condiciones de proceso óptimas (Haydary, 2019).	Es el diagrama de flujo final con condiciones optimizadas obtenido de la simulación.	Configuración del proceso	Número y tipo de equipos seleccionados	Escala nominal
					Consumo energético estimado (kJ/h)	Escala de razón
	Variable Dependiente					
	Rentabilidad económica	"Capacidad de un proyecto de lograr un buen desempeño financiero, es decir una tasa de rendimiento aceptable." (Sobrero, 2009).	Es el análisis financiero del diseño de proceso para evaluar su rentabilidad en el tiempo de vida del proyecto.	Rentabilidad	Flujo de caja	Escala de razón
					Valor Actual Neto (VAN)	Escala de razón
					Tasa Interna de Retorno (TIR)	Escala de razón

CAPÍTULO IV: METODOLOGÍA

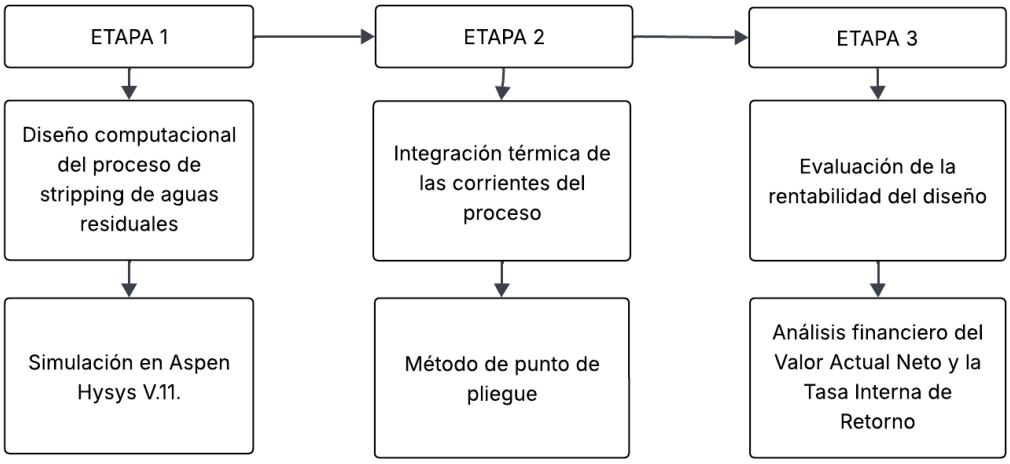
4.1. Tipo de Investigación

La presente investigación es de tipo aplicada puesto que la finalidad es solucionar un problema industrial mediante el diseño de un proceso viable para la reutilización de agua residual. Asimismo, tiene un enfoque cuantitativo por construirse en base a datos numéricos, simulaciones computacionales para modelar el comportamiento del proceso y análisis numérico para el análisis financiero. En cuanto al nivel se clasifica como correlacional explicativo ya que se analizará el efecto de las variables independientes en el desempeño del sistema y su rentabilidad.

4.2. Diseño de la Investigación

El diseño de la investigación es experimental ya que se manipularán las variables de estudio en el entorno de simulación Aspen Hysys V.11, proporcionado por Refinería La Pampilla – REPSOL.

Figura 9. Etapas de la investigación



Nota. Elaboración propia

4.3. Diseño muestral

4.3.1. Población

La población de la presente investigación está conformada por el conjunto de efluentes líquidos generados en los procesos industriales de refinerías de petróleo. Los mencionados efluentes provienen de las unidades de destilación atmosférica, destilación al vacío, hidrodesulfuración, viscorreducción, craqueo catalítico, regeneración de aminas y recuperación de azufre principalmente.

4.3.2. Muestreo

La muestra que se usará en el presente trabajo fue obtenida a través de un muestreo no probabilístico por conveniencia en Refinería La Pampilla, ya que el punto de muestreo será en un lugar ya definido por el área, esperando encontrarse concentraciones representativas de los compuestos objeto de estudio: sulfuro de hidrógeno (H_2S) y nitrógeno amoniacal ($N\text{-}NH_3$). La muestra se recogió y trasladó en condiciones adecuadas para ser analizadas en un periodo no mayor a 24 horas.

4.3.3. Tamaño de la muestra

Las muestras de agua residual fueron recolectadas dos veces por semana durante un mes, lo que permitió obtener un total de 10 unidades muestrales representativas. Una vez analizadas se descartarán aquellas unidades muestrales que presenten desviaciones significativas respecto al resto según el método estadístico del rango intercuartílico (Interquartile Range =IQR). Para las muestras validadas, se calculará el valor promedio de las concentraciones de los contaminantes H_2S y $N\text{-}NH_3$ que se usará como entrada para el diseño de proceso.

4.4. Procedimiento

Etapa 1: Diseño computacional del proceso de desorción de aguas residuales mediante simulación en Aspen Hysys V.11.

Actividad 1: Establecimiento de los componentes, modelo termodinámico y reacciones químicas.

Para diseñar el proceso de desorción de aguas residuales en Aspen Hysys V.11 se abre la ventana "Properties", se seleccionan los componentes agua, amoniaco, sulfuro de hidrógeno y cloruro de sodio (Zahid, 2019) para el agua residual y soda cáustica para el pretratamiento; así como, el paquete termodinámico apropiado, en este caso, el agua residual o también denominada agua ácida es una mezcla de electrolitos débiles (Lee, 2002) por lo que se selecciona el paquete Sour Water de la librería del software según lo sustentado en el marco teórico; en adición, se añaden las reacciones de equilibrio químico presentadas en las ecuaciones del (1) al (4).

Actividad 2: Diseño de la secuencia de operaciones unitarias y establecimiento de valores en las variables operativas

El siguiente paso es abrir el entorno "Simulation" y comenzar a construir el diseño del proceso. La corriente de agua residual es mezclada con una corriente de soda diluida a una concentración tal que incremente la eficiencia de despojamiento de amoniaco (Kim et al., 2021), posteriormente es presurizada y calentada con la finalidad de generar vapor de rectificación que desplace el equilibrio químico facilitando la vaporización de los gases ácidos al ingresar a la columna (de Farias et al., 2021). El stripper tiene en los fondos un rehervidor que proporciona la energía que permite despojar el NH_3 y H_2S; mientras que, en la sección de contacto, una corriente extraída a través de una bomba pasa por un aeroenfriador y retorna al plato uno del stripper generando una recirculación que reduce la cantidad de vapor de agua en el tope y las posibilidades de corrosión e incrustaciones por formación de sales (Ho et al, 2021). Para la simulación del proceso en estado estacionario, se definió el perfil de presiones adecuado, el número del plato de alimentación, la cantidad de platos considerando una eficiencia de 33% (McIntush et al.,

2021) y el resto de los parámetros operativos buscando la mayor recuperación de los contaminantes según la ecuación (12).

La concentración de amoniaco a obtener en la corriente de agua tratada se establece buscando habilitar su ingreso a sistemas de ósmosis inversa de manera que se obtenga una concentración final menor a 2 ppm, apto para su reutilización en torres de enfriamiento según el estudio de Costamagna et al. (2021). Tomando ese valor objetivo y considerando que la recuperación de amoniaco en los módulos de ósmosis inversa es ≥80% y 86% según las pruebas piloto de Costamagna et al. (2021) y Bastos et al. (2021) respectivamente, se calcula que debe obtenerse 10 ppm en el agua residual tratada para viabilizar su reutilización usando la ecuación (13).

Etapa 2. Integración térmica de las corrientes de proceso mediante el método de punto de pliegue

Actividad 1: Desarrollo del método de punto de pliegue.

A continuación, se realiza una integración térmica de las corrientes de proceso usando el método de punto de pliegue o Pinch. Se clasifican y enlistan las corrientes frías y calientes con su respectivo flujo másico, temperatura de entrada y salida, así como su capacidad calorífica. Seguidamente se define la mínima diferencia de temperatura (△Tmin), se identifica el punto de pliegue, se realiza un balance energético y se establece el diseño de la red de intercambiadores de calor disminuyendo por consecuencia la cantidad demandada de servicios calientes (vapor) para los calentadores.

Actividad 2: Cálculo de la reducción de emisiones de dióxido de carbono.

Se evalúa la reducción de emisiones de CO_2 usando las fórmulas planteadas por Gadalla et al. (2006) para calcular el CO_2 emitido por quemar combustible en una caldera de vapor se utilizan las ecuaciones (14), (15) y (16).

Gadalla et al. (2006) brindan los valores de NHV y C% correspondientes al gas natural, iguales a 51 600 kJ/kg y 75,4% correspondientemente; así como, un valor de eficiencia de caldera igual a 80%. El calor latente y la entalpía del vapor entregados al proceso se extraen de la simulación en Aspen Hysys V.11. tanto del diseño inicial como del diseño final con la red de intercambiadores para calcular por diferencia el dióxido de carbono que se dejaría de emitir.

Etapa 3: Evaluación de la rentabilidad del diseño mediante un análisis financiero del Valor Actual Neto y la Tasa Interna de Retorno

Actividad 1: Cálculo de Costos Fijos y Variables.

Para evaluar si el diseño de un proceso de tratamiento de aguas residuales es económicamente viable, se toma lo propuesto por Mansour et al. (2022), el costo de los equipos se calcula en base al libro Max. S. Peters ajustando el valor según el índice de Costos de Plantas de Ingeniería Química (Chemical Engineering Plant Cost Index = CEPCI) correspondiente al 2025 y considerando acero inoxidable como el material de todos los equipos para resistir la corrosión provocada por los gases ácidos; por otra parte, los costos de vapor y electricidad se toman en base al libro Turton.

Actividad 2: Cálculo del ahorro en agua cruda producto de la reutilización de agua residual.

Adicionalmente, se calcula el ahorro en consumo de agua fresca producto de la posibilidad de reutilización del agua tratada (Bastos et al., 2021) tomando como base el precio de agua de pozos cobrado a las industrias.

Actividad 3: Cálculo del Valor Actual Neto y la Tasa Interna de Retorno.

La evaluación de la rentabilidad del diseño se da por medio del cálculo del Valor Actual Neto (VAN) y la Tasa Interna de Retorno (TIR).

4.5. Técnicas estadísticas para el procesamiento de datos

Se tomaron datos de la corriente de aguas residuales de una refinería de petróleo peruana para 10 fechas como se muestra en la tabla 2.

Tabla 2. Datos extraídos de la corriente de agua residual de una refinería de petróleo.

FECHA	FLUJO (m^3/h)	NH_3 ($x10^3$)	H_2S ($x10^4$)
3/06/2025	30,93	1,40	53,2
4/06/2025	30,30	1,68	41,8
5/06/2025	27,72	2,48	41,8
10/06/2025	31,99	1,40	1,67
12/06/2025	32,12	1,40	3,39
17/06/2025	33,94	1,40	2,29
19/06/2025	34,65	2,30	4,15
21/06/2025	37,00	2,93	2,25
24/06/2025	36,42	1,40	2,25
26/06/2025	36,09	1,40	1,99

De los datos presentados, se descartarán los valores correspondientes a los días 21/06/2025, 24/06/2025 y 26/06/2025 por ser días con un flujo por encima del típico en operación normal.

Con la data restante se procedió a realizar el método estadístico del rango intercuartílico (IQR) para descartar unidades muestrales con desviaciones significativas, obteniéndose el siguiente IQR:

Tabla 3. Rango intercuartílico para datos de agua residual.

	NH_3 ($x10^4$)	H_2S ($x10^4$)
Q1	14,0	2,25

Q3	23,0	41,8
IQR	9,0	3,95

$$IQR = Q_3 - Q_1$$

De lo mostrado en la tabla 3, los límites para descartar datos de las muestras tomadas son:

Tabla 4. Límite inferior (LI) y límite superior (LS) para detectar valores atípicos.

	NH_3 ($x10^5$)	**H_2S ($x10^5$)**
LI	5,00	-5,70
LS	3,65	10,1

Según la tabla 4, todos los valores considerados en la evaluación están dentro de los límites, por lo que el valor que ingresará a la simulación es el promedio de estos como se visualiza en la tabla 5.

Tabla 5. Valores validados para dato representativo

FECHA	**NH_3 AA ($x10^3$)**	**H_2S AA ($x10^4$)**
3/06/2025	1,40	53,2
4/06/2025	1,68	41,8
5/06/2025	2,48	41,8
10/06/2025	1,40	1.67
12/06/2025	1,40	3,39
17/06/2025	1,40	2,29
19/06/2025	2,30	4,15
Promedio	1,72	21,2

4.6. Aspectos éticos

La presente investigación se rige bajo los aspectos éticos de toda investigación científica, con el compromiso de mantenerse exenta de fraude científico, libre de falsificación y/o manipulación de información con el objetivo de obtener resultados convenientes, libre de plagio o apropiación de ideas sin reconocer la fuente de investigación ya que se ha respetado la propiedad intelectual.

CAPÍTULO V: RESULTADOS

Para la hipótesis específica 1:

- *El diseño computacional en estado estacionario del proceso de desorción de aguas residuales en una refinería de petróleo peruana simulado en Aspen Hysys V.11., obtendrá una calidad de agua reutilizable en torres de enfriamiento.*

Se diseñó computacionalmente en estado estacionario el proceso de desorción de una corriente de aguas residuales mediante el software Aspen Hysys V.11 usando el modelo termodinámico "Sour Water". Las características de la corriente de entrada (corriente 4) se presentan en la tabla 6, el flujo de proceso se muestra en la Figura 10 y los datos de las corrientes en la Tabla 7.

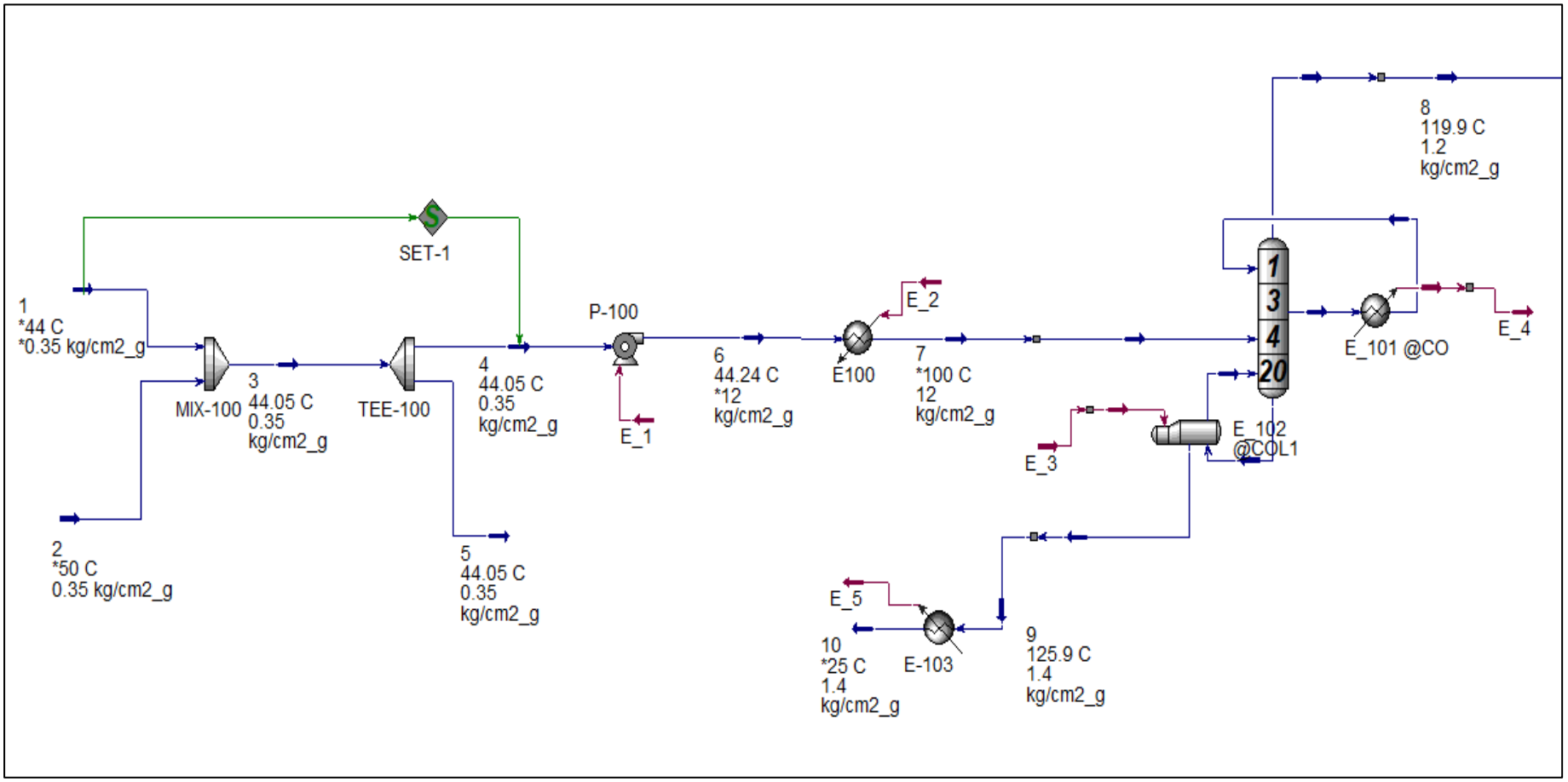
Tabla 6. Caracterización de la corriente de agua residual.

Fracción de vapor		**0,00**
Temperatura	°C	44,00
Presión	kg/cm2 manométrico	0,35
Flujo volumétrico	m^3/h	33,00
Fracción másica H_2O	w/w	9,96E-01
Fracción másica NH_3	w/w	1,72E-03
Fracción másica H_2S	w/w	2,12E-03
Fracción másica Benceno	w/w	8,08E-06
Fracción másica CO_2	w/w	1,32E-04
Fracción másica Etano	w/w	4,60E-06
Fracción másica H_2	w/w	5,98E-06
Fracción másica i-Butano	w/w	8,88E-06

Fracción másica i-Pentano	w/w	3,50E-05
Fracción másica Metano	w/w	3,32E-06
Fracción másica n-Butano	w/w	1,05E-05
Fracción másica n-Heptano	w/w	1,53E-05
Fracción másica n-Hexano	w/w	2,44E-05
Fracción másica n-Nonano	w/w	3,46E-06
Fracción másica n-Octano	w/w	8,73E-06
Fracción másica n-Pentano	w/w	1,30E-05
Fracción másica Nitrógeno	w/w	1,44E-05
Fracción másica Propano	w/w	1,01E-05
Fracción másica Tolueno	w/w	4,56E-06

La simulación mostrada en la Figura 10 tiene la configuración de una etapa ya que el principal objetivo es poder reutilizar la corriente de agua tratada por sobre la recuperación selectiva de contaminantes gaseosos típica de la configuración de dos etapas. La corriente de aguas residuales provenientes de la refinería representado por la corriente 4 se obtiene como una mezcla entre una corriente de agua con gases ácidos disueltos representada como corriente 1 y una mezcla de hidrocarburos representada como corriente 2. La corriente 5 es una separación no real, empleada para no alterar el flujo másico. La corriente 7 se encuentra a una presión y temperatura tal que favorezca el despojamiento de gases sin tanto contenido de vapor de agua.

Figura 10. Diseño de proceso en estado estacionario.



Nota. Elaboración propia en Aspen Hysys V.11.

Tabla 7. Datos de las corrientes de proceso

CORRIENTES DE PROCESO						
		1	**3**	**5**	**7**	**9**
Fracción de vapor		0	0	0	0	0
Temperatura	°C	44	44,05	44,05	100	125,9
Presión	kg/cm^2g	0,35	0,35	0,35	12	1,4
Flujo molar	kmol/h	1 818	1 818	0,5545	1 817	1 763
Flujo másico	kg/h	3,28E+04	3,28E+04	10	3,28E+04	3,18E+04
Flujo volumétrico	m^3/h	33	33,02	1,01E-02	33,01	31,82
Flujo de calor	kJ/h	-5,16E+08	-5,13E+08	-1,57E+05	-5,08E+08	-4,90E+08
		2	**4**	**6**	**8**	**10**
Fracción de vapor		1	0	0	1	0
Temperatura	°C	50	44,05	44,24	119,9	25
Presión	kg/cm^2g	0,35	0,35	12	1,2	1,4
Flujo molar	kmol/h	0,2921	1 817	1 817	54,75	1 763
Flujo másico	kg/h	10	3,28E+04	3,28E+04	1 021	3,18E+04
Flujo volumétrico	m^3/h	1,97E-02	33,01	33,01	1,192	31,82
Flujo de calor	kJ/h	-4,78E+04	-5,16E+08	-5,16E+08	-1,20E+07	-5,04E+08

En la Tabla 8 se muestran los datos de diseño de los intercambiadores de calor. El intercambiador E-103 es el que mayor área de transferencia de calor presenta debido a la gran cantidad de calor que retira de la corriente 9. La Tabla 9 muestra los datos de diseño de la bomba centrífuga usada para impulsar el líquido hacia el desorbedor. La Tabla 10 presenta los datos de diseño del rehervidor del desorbedor con una elevada área de transferencia de calor por la cantidad de calor que proporciona para el despojamiento de los gases contaminantes. Los datos de diseño del desorbedor se muestran en la Tabla 11, consta de 20 platos distribuidos entre la zona de rectificación y despojamiento con bandejas tipo válvula por la naturaleza del fluido y un perfil de temperaturas de operación que va desde los 120°C en el tope y 126°C en los fondos.

Tabla 8. Datos de los intercambiadores de calor

IDENTIFICACIÓN	**E-100**	**E-101**	**E-103**
Área de transferencia de calor [m^2]	20,56	12,05	168,11
Presión manométrica del diseño del tubo [psig]	125,55	35,31	60,31
Temperatura de diseño del tubo [°C]	192,11	149,06	153,72
Temperatura de operación del tubo [°C]	164,33	121,28	25,00
Diámetro externo del tubo [m]	0,03	0,03	0,03
Presión manométrica del diseño de la carcasa [psig]	195,68	18,64	35,31
Temperatura de diseño de la carcasa [°C]	127,68	121,11	153,72
Temperatura de operación de la carcasa [°C]	99,90	35,00	125,95
Longitud del tubo [m]	6,10	6,10	6,10
Paso del tubo [m]	0,03	0,03	0,03

Tabla 9. Datos de la bomba centrífuga

BOMBA CENTRÍFUGA	
IDENTIFICACIÓN	**P-100**
Diámetro [m]	1,07
Caudal de líquido [m^3/h]	34,95
Carga [m]	118,23
Gravedad específica del fluido	0,99
Presión manométrica de diseño [psig]	195,68
Temperatura de diseño [°C]	121,11
Viscosidad [cP]	0,61
Eficiencia [%]	75

Tabla 10. Datos del rehervidor del desorbedor

REHERVIDOR DEL DESORBEDOR	
IDENTIFICACIÓN	**E-102**
Área de transferencia de calor [m^2]	67,68
Presión manométrica del diseño del tubo [psig]	175,31
Temperatura de diseño del tubo [°C]	277,78
Temperatura de operación del tubo [°C]	250,00
Diámetro externo del tubo [m]	0,03
Presión manométrica del diseño de la carcasa [psig]	111,97
Temperatura de diseño de la carcasa [°C]	153,72
Temperatura de operación de la carcasa [°C]	125,95

Longitud del tubo [m]	6,10
Paso del tubo [m]	0,03
Servicios [kcal/h]	9 000 056,74

Tabla 11. Datos del desorbedor

DESORBEDOR	
IDENTIFICACIÓN	**C-100**
Diámetro de los fondos [m]	1,07
Altura zona rectificación [m]	3,96
Altura zona despojamiento [m]	11,89
Presión manométrica de diseño / fondos [psig]	35,31
Temperatura de diseño / fondos [°C]	153,72
Temperatura de operación / fondos [°C]	125,94
Número de bandejas zona rectificación	4,00
Número de bandejas zona despojamiento	16,00
Tipo de bandeja / fondos	VALVE
Espaciado de bandejas / fondos [m]	0,6096

La corriente final del proceso (corriente 10) se presenta en la Tabla 12. Es una corriente en fase líquida a 25°C de 31,82 m^3/h compuesta en mayor proporción por agua, con 7,85 ppm de $NH_3 - N$ y una fracción ínfima de H_2S.

Tabla 12. Data de la corriente final del proceso

Fracción de vapor	**0,00**
Temperatura [°C]	25,00
Presión [psig]	1,40
Flujo volumétrico [m^3/h]	31,82
Fracción másica H_2O	1,00E+00
Fracción másica NH_3	7,85E-06
Fracción másica H_2S	4,29E-08
Fracción másica Benceno	0,00E+00
Fracción másica CO_2	0,00E+00
Fracción másica Etano	0,00E+00
Fracción másica H_2	0,00E+00
Fracción másica i-Butano	0,00E+00
Fracción másica i-Pentano	0,00E+00
Fracción másica Metano	0,00E+00
Fracción másica n-Butano	0,00E+00
Fracción másica n-Heptano	0,00E+00
Fracción másica n-Hexano	0,00E+00
Fracción másica n-Nonano	0,00E+00
Fracción másica n-Octano	0,00E+00
Fracción másica n-Pentano	0,00E+00
Fracción másica Nitrógeno	0,00E+00
Fracción másica Propano	0,00E+00
Fracción másica Tolueno	0,00E+00

La recuperación de cada componente posterior al proceso de despojamiento en el stripper se calculó según la fórmula 5 y se presenta en la tabla 13. El NH_3 se eliminó en un 99,96%, mientras que el H_2S en casi un 100%.

Tabla 13. Recuperación de contaminantes en el tope

	Concentración Inicial	Concentración Final	%Recuperación
NH_3	0,017	7,58E-06	99,96
H_2S	0,021	4,29E-08	100,00

Asimismo, usando la ecuación (13) y asumiendo los porcentajes de rechazo en un tratamiento por Ósmosis Inversa señalados por Costamagna et al. (2021) y Bastos et al. (2021), se obtendrían las concentraciones de contaminantes de la tabla 14. El NH_3 con una concentración de 1,06 ppm y el H_2S en trazas.

Tabla 14. Concentraciones finales después de ósmosis inversa

	Concentración Agua Tratada	% Rechazo Ósmosis	Concentración para Reutilización
NH_3	7,58E-06	86,00%	1,06E-06
H_2S	4,29E-08	99,50%	0,00

Para la hipótesis específica 2:

- *La integración térmica de las corrientes del diseño de proceso de desorción de aguas residuales en una refinería de petróleo peruana mediante el método de punto pliegue disminuirá las emisiones de dióxido de carbono derivadas de los servicios calientes.*

La carga térmica transferida de los servicios fríos y calientes a las corrientes de proceso se presentan en la Tabla 15, se trata de 4 intercambiadores responsables de la transferencia de calor. La Tabla 16 muestra la carga térmica proporcionada por cada tipo de servicio. La Figura 11 muestra gráficamente el intercambio de calor entre servicios y corrientes de proceso mediante los intercambiadores de calor.

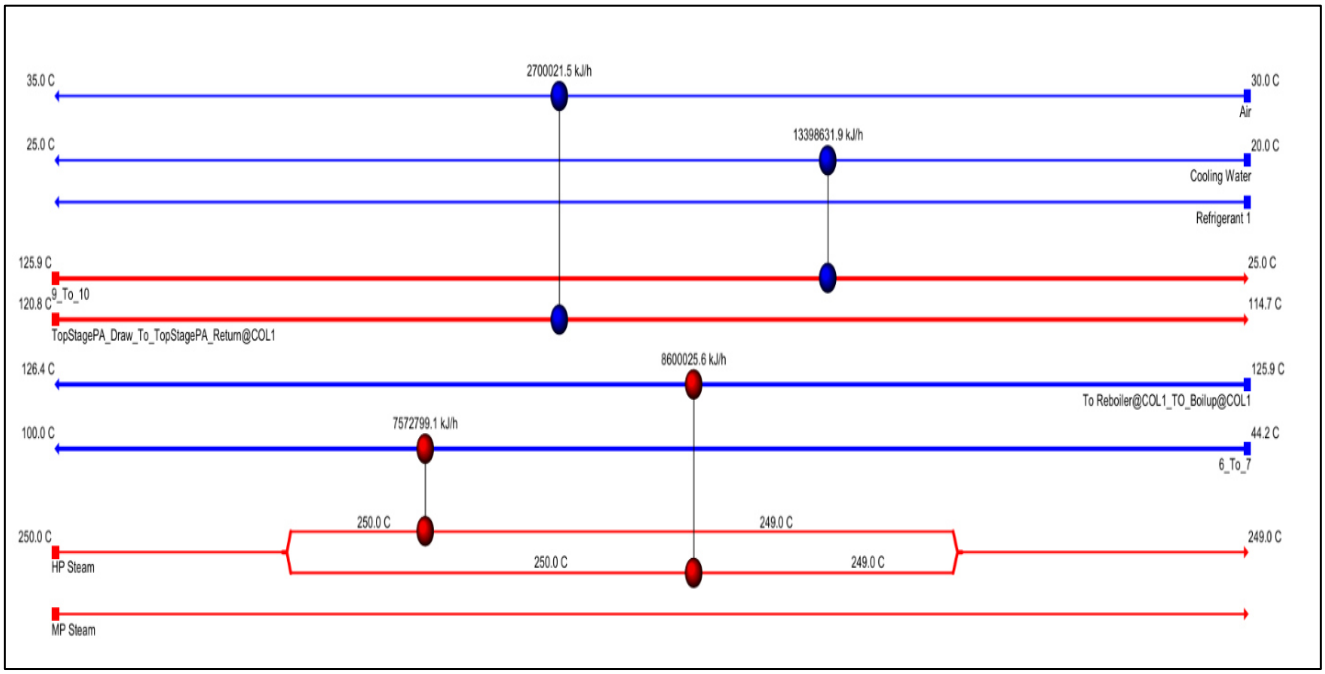
Tabla 15. Carga térmica de corrientes de proceso

Unidad de Operación	Tipo de corriente	Entrada [°C]	Salida [°C]	Masa [kg]	ΔH [kJ/h]
E100	Fría	44,2	100,0	3,28E+04	7,57E+06
E101	Caliente	120,8	114,7	9,86E+04	2,70E+06
E103	Caliente	126,0	25,0	3,18E+04	1,34E+07
E102	Fría	126,0	126,4	3,57E+04	8,60E+06

Tabla 16. Carga térmica de servicios

	Carga Térmica [kJ/h]
Vapor de alta presión	1,62E+07
Total Servicios Calientes	**1,62E+07**
Aire	2,70E+06
Agua de enfriamiento	1,34E+07
Total Servicios Fríos	**1,61E+07**
Total Servicios	**3,23E+07**

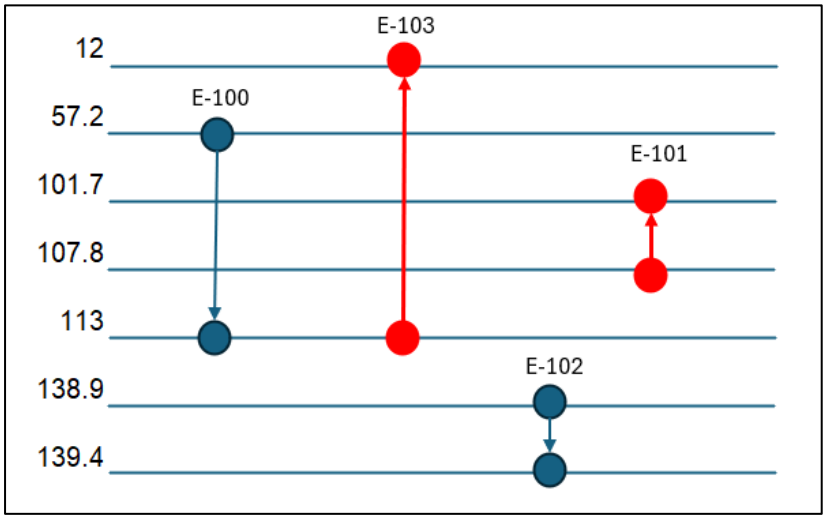
Figura 11. Mapa de calentadores y enfriadores en el diseño de proceso



Nota. Elaboración propia en Aspen Energy Analyzer V11.

Tomando una temperatura mínima de aproximación igual a $\Delta T = 26°C$, se construyeron intervalos de temperatura mostrados en la Figura 12 y Tabla 17.

Figura 12. Intervalos de temperatura para análisis de punto de pliegue.



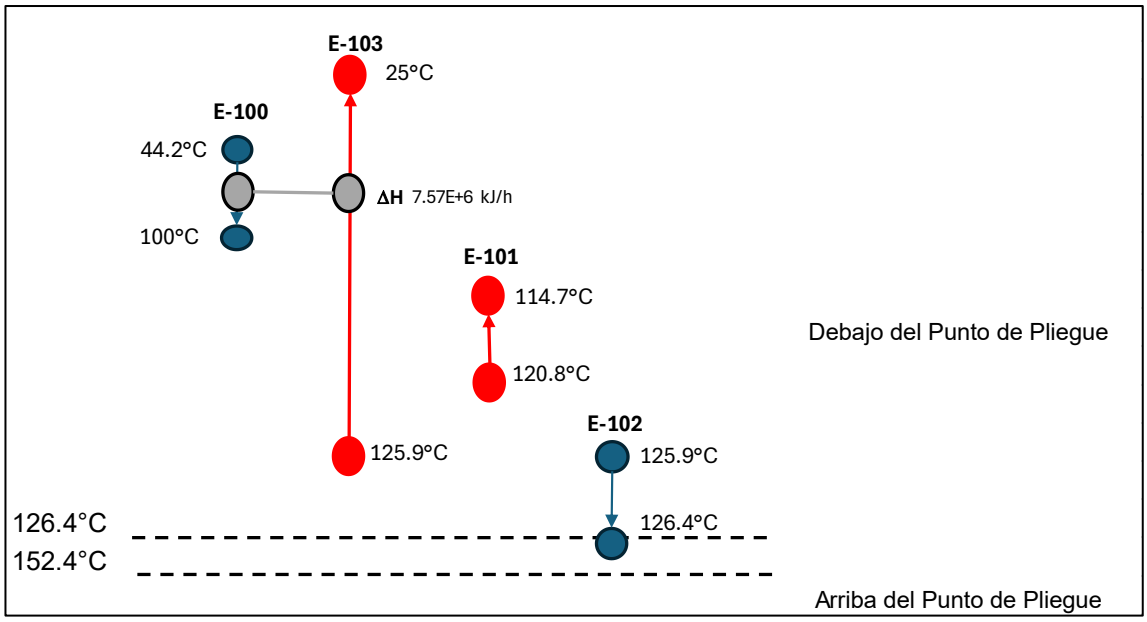
Nota. Elaboración propia

Tabla 17. Carga térmica en intervalos de temperatura

	DT	SCP [Frías] - SCP [Calientes]	DH [kJ/h]	DH [kJ/h]	
				8,64E+07	Q_C min
1	45.2	-1,33E+05	-6,00E+06	9,24E+07	
2	44.5	3,04E+03	1,35E+05	9,23E+07	
3	44.5	-4,40E+05	-1,96E+07	1,12E+08	
4	6.1	3,04E+03	1,86E+04	1,12E+08	
5	6.1	0,00E+00	0,00E+00	1,12E+08	
6	5.2	2,15E+07	1,12E+08	0,00E+00	Q_E min

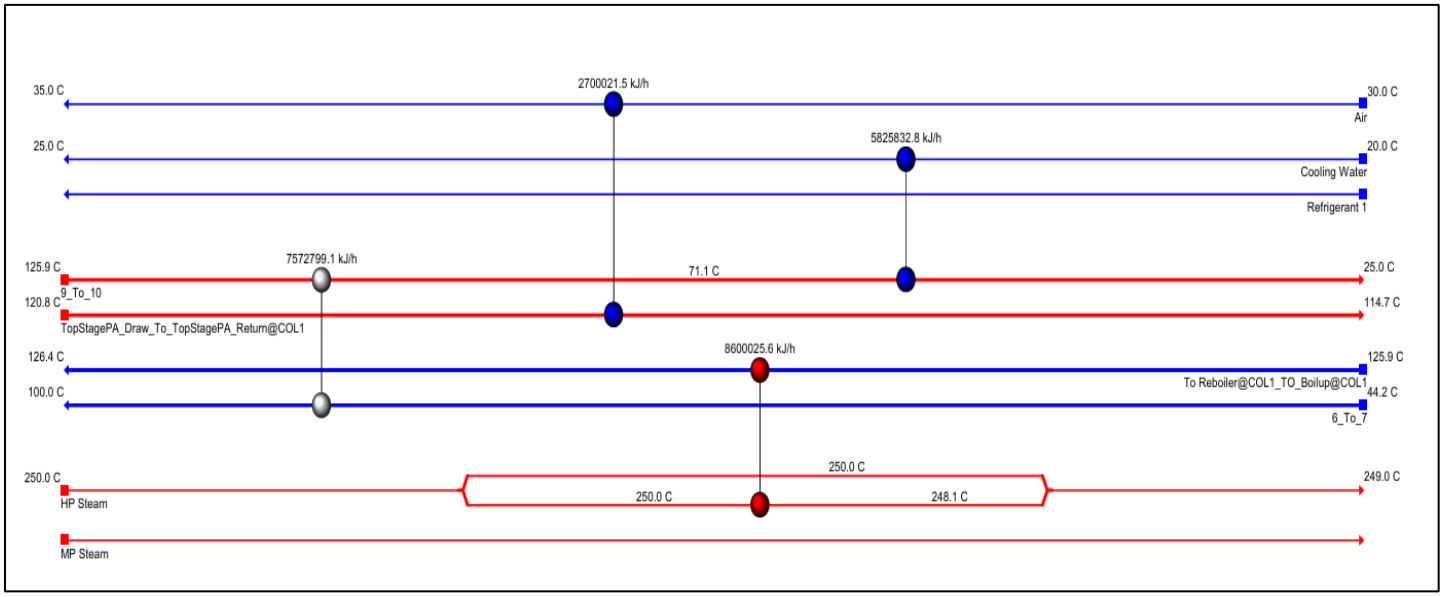
La Figura 13 muestra el diagrama de rejilla utilizado para determinar las posibilidades de intercambio de calor entre corrientes de proceso, en este caso, la corriente del E-100 y del E-103 pueden intercambiar 7,57E+06 kJ/h por medio de un intercambiador de calor como se muestra en la Figura 14.

Figura 13. Diagrama de rejilla para análisis de punto de pliegue



Nota. Elaboración propia

Figura 14. Diagrama de rejilla en Aspen Energy Analyzer V11



Nota. Elaborado en Aspen Energy Analyzer V11.

El redimensionamiento y adición de equipos como producto de la integración térmica se muestra en las Tablas 18 y 19. Como producto del intercambio de calor entre las corrientes 6 y 9 de la Figura 10, el nuevo intercambiador de calor representado como

E-100 tiene una mayor área de transferencia de calor; asimismo, el E-103 ha disminuido su calor debido a que la corriente 9 ha cedido su calor previamente.

Al producirse un intercambio entre corrientes de proceso, se ha adicionado una bomba centrífuga en la corriente de fondos del stripper cuyos datos de diseño se encuentran en la Tabla 19 como P-101.

Tabla 18. Datos de intercambiadores de calor

INTERCAMBIADORES DE CALOR			
IDENTIFICACIÓN	**E-100**	**E-101**	**E-103**
Área de transferencia de calor [m^2]	275,46	12,12	98,02
Presión manométrica del diseño del tubo [psig]	195,68	35,31	60,31
Temperatura de diseño del tubo [°C]	153,74	148,56	121,11
Temperatura de operación del tubo [°C]	100,00	120,78	25,00
Diámetro externo del tubo [m]	0,03	0,03	0,03
Presión manométrica del diseño de la carcasa [psig]	125,55	18,64	60,56
Temperatura de diseño de la carcasa [°C]	153,74	121,11	121,11
Temperatura de operación de la carcasa [°C]	125,96	35,00	67,18
Longitud del tubo [m]	6,10	6,10	6,10
Paso del tubo [m]	0,03	0,03	0,03

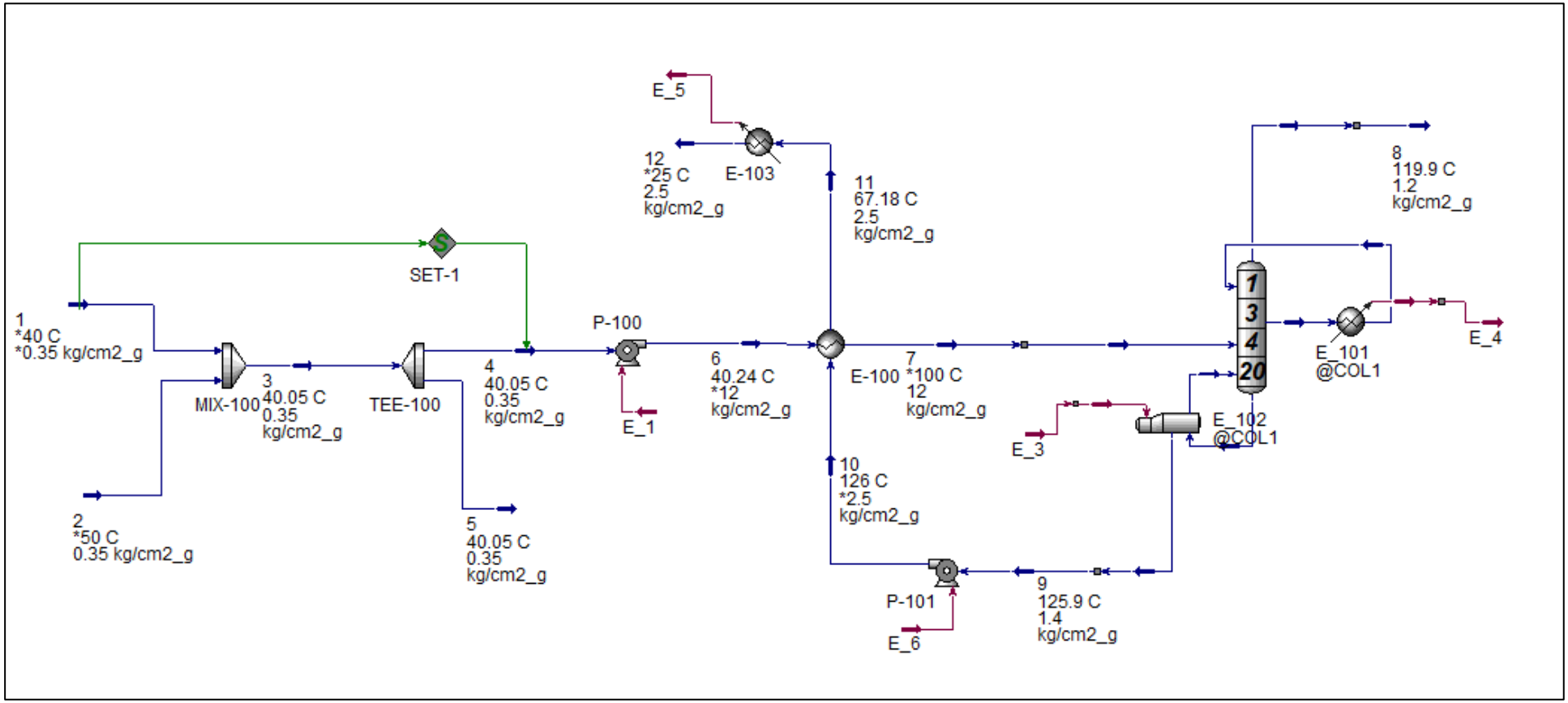
Tabla 19. Datos de bombas

BOMBA CENTRÍFUGA		
IDENTIFICACIÓN	**P-100**	**P-101**
Diámetro [m]	1,07	1,07
Caudal de líquido [m^3/h]	34,95	37,21

Carga [m]	118,23	11,74
Presión manométrica de diseño [psig]	195,68	60,56
Temperatura de diseño [°C]	121,11	153,74
Viscosidad [cP]	0,61	0,22
Eficiencia [%]	75	75

La Figura 15 muestra el diseño final de proceso después de la integración térmica de corrientes. La corriente 9 de la Figura 10 ahora pasa por la bomba centrífuga P-101 antes de ingresar al intercambiador en contracorriente E-100 y la corriente 11 de salida es la que ingresa al intercambiador E-103 para alcanzar una temperatura ambiental. Los datos actualizados de las corrientes se encuentran en la Tabla 20, mientras que las Tablas 21 y 22 muestran una comparativa en la demanda de servicios.

Figura 15. Diseño final de proceso.



Nota. Elaboración propia en Aspen Hysys V.11.

Tabla 20. Corrientes de proceso en diseño final

		CORRIENTES DE PROCESO					
		1	**3**	**5**	**7**	**9**	**11**
Fracción de vapor		0	0	0	0	0	0
Temperatura	°C	44,00	44,05	44,05	100	125,9	67,18
Presión	kg/cm2g	0,35	0,35	0,35	12	1,4	2,5
Flujo molar	kmol/h	1 818	1 818	0,5545	1 817	1 763	1 763
Flujo másico	kg/h	3,28E+04	3,28E+04	10	3,28E+04	3,18E+04	3,18E+04
Flujo volumétrico	m3/h	33,00	33,02	1,01E-02	33,01	31,82	31,82
Flujo de calor	kJ/h	-5,16E+08	-5,13E+08	-1,57E+05	-5,08E+08	-4,90E+08	-4,98E+08
		2	**4**	**6**	**8**	**10**	**12**
Fracción de vapor		1	0	0	1	0	0
Temperatura	°C	50,00	44,05	44,24	119,9	126	25
Presión	kg/cm2g	0,35	0,35	12	1,2	2,5	2,5
Flujo molar	kmol/h	0,2921	1 817	1 817	54,75	1 763	1 763
Flujo másico	kg/h	10	3,28E+04	3,28E+04	1 021	3,18E+04	3,18E+04
Flujo volumétrico	m3/h	1,97E-02	33,01	33,01	1,192	31,82	31,82
Flujo de calor	kJ/h	-4,78E+04	-5,16E+08	-5,16E+08	-1,20E+07	-4,98E+08	-5,04E+08

Tabla 21. Demanda de servicios después de la integración térmica

Unidad de Operación	Antes ΔH [kJ/h]	Después ΔH [kJ/h]
E-100	7,57E+06	0,00E+00
E-101	2,70E+06	2,70E+06
E-103	1,34E+07	5,31E+06
E-102	8,60E+06	8,60E+06

Tabla 22. Reducción en la demanda de servicios

	Demanda antes [kJ/h]	Demanda después [kJ/h]
Vapor de alta presión	1,62E+07	8,60E+06
Total Servicios Calientes	**1,62E+07**	**8,60E+06**
Aire	2,70E+06	2,70E+06
Agua de enfriamiento	1,34E+07	5,31E+06
Total Servicios Fríos	**1,61E+07**	**8,01E+06**
Total Servicios	**3,23E+07**	**1,66E+07**
Reducción	49%	

Utilizando la ecuación (6), se calcularon las emisiones de dióxido de carbono derivadas del uso de servicios calientes antes y después de la integración térmica resultando una reducción del 46,8% mostrado en la Tabla 23:

Tabla 23. Reducción de emisiones de dióxido de carbono.

	Antes	Después
CO_2 [kg/h]	867	461

Reducción	46,8%

Para la hipótesis específica 3:

- El diseño de un proceso de desorción de aguas residuales en una refinería de petróleo peruana para su reutilización en torres de enfriamiento evaluado mediante un análisis financiero del Valor Actual Neto y la Tasas Interna de Retorno es rentable.

Usando la extensión Aspen Process Economic Analyzer (APEA) se obtuvieron los detalles de los principales equipos; así como los costos según las dimensiones extraídas, los cuales se presentan en la Tabla 24.

Tabla 24. Costos de los equipos de proceso

IDENTIFICACIÓN	COSTO DEL EQUIPO [MIL USD]
C-100	166,10
P-100	26,20
P-101	7,30
E-100	92,80
E_101	14,80
E_102	41,10
E-103	37,90
TOTAL	386,20

ANÁLISIS FINANCIERO

En las siguientes tablas se verá el resultado de los cálculos realizados para poder

obtener el Valor Actual Neto y la Tasa de Retorno Interna evaluando la planta en un plazo de 10 años con una capacidad inicial de 90% de producción.

La Tabla 25 muestra el costo total de equipos considerando un 10% del total como costo de instalación. Asimismo, la Tabla 26 muestra los componentes considerados para la inversión fija del diseño propuesto, siento la planta de procesos la que mayor porcentaje abarca.

Considerando que la finalidad del diseño es reutilizar el agua tratada y que como parte del diseño se adopta una configuración que reduce emisiones de dióxido de carbono, la Tabla 27 muestra el ahorro total que se obtendría por cada kilogramo de agua tratada.

La Tabla 28 muestra el cómputo de costos variables considerado los insumos involucrados en el diseño. Por otra parte, la Tabla 29 muestra el costo de la mano de obra directa, la Tabla 30 los costos fijos y la Tabla 31 el flujo de caja considerando que el primer año se opera la planta al 90% de su capacidad.

Tabla 25. Costo total de equipos

COSTO EQUIPOS		
DISEÑO	386,20	miles USD
TOTAL INSTALADO (10%)	424,82	miles USD

Tabla 26. Plan de Inversión Fija

COMPONENTES	**TIPO DE ACTIVO**	**PERFIL (%)**	**COSTO (Miles $)**
1. Planta de procesos	ACTIVO FIJO	60	425
2. Edificaciones		8	57

3. Terrenos y mejoras		7	50
4. Gastos pre-operativos	ACTIVO INTANGIBLE	25	177
INVERSIÓN FIJA (PERÚ 2025)		100	708

Tabla 27. Ahorro en agua cruda y bonos de carbono por kilogramo de agua tratada

1 kg de Agua Tratada	**Precio (2025)**	
P: Agua Tratada	0,0017	$/kgP
Bonos de carbono	0,0008	$/kgP
AHORRO	0,0025	$/kgP

Tabla 28. Computo de costos variables

Insumo	**Unidad**	**Consumo por kg de producto**	**Precios $/insumo**	**CVU $/kg de producto**
Agua Residual	kg	1,0300	0,0000	0,0000
Combustible	kg	0,0079	0,0000	0,0000
Agua	m3	0,0080	0,0500	0,0004
Vapor	kg	0,1590	0,0030	0,0005
Electricidad	kW	0,0029	0,0399	0,0001
Subtotal Costo Manufactura Unitario Variable (CMUV)				0,0010
Gastos administrativos				0,0000
Gastos de ventas	Precio de venta	0,0000		0,0000
Total CVU				0,0010

Tabla 29. Costo de la mano de obra directa al año

MOD (operadores)	**3,15**
Salario Anual Promedio ($/año) Perú 2025	7 126,82
Costo MOD ($/año)	21 380,46

Tabla 30. Computo de costos fijos

Concepto	Parámetro	$/mes	$/año
Concepto de Manufactura:			
▪ Mano de obra directa (MOD): 14 sueldos al año	14	4 157,31	58 202
Gasto Indirecto de Fabricación (GIF)			
▪ Mano de Obra Indirecta (MOI) : % / MOD	20	831,46	9 978
▪ Supervisión Directa: %/(MOD+MOI)	20		13 636
▪ Suministros: %/costo de planta	1		4 248
▪ Mantenimiento y Reparación: %/costo de planta	6		25 489
▪ Control de Calidad: %/MOD	15		8 730
▪ Depreciación: %/ Inv. Fija depreciable	10		48 146
▪ Seguro de Fábrica : %/Inv. Fija depreciable	3		14 444
▪ Gastos Generales de la planta: %/ Inv. Fija depreciable	0,5		2 407
Sub Total Costo Manufactura Fijos			**185 281**
Gastos Administrativos (pago de 14 Meses) %/(MOD + MOI + Supervisión + Mantenimiento y Reparación)	**15**		**16 096**
Gasto de Ventas			**0**
Total Costos Fijos			**201 377**
Total Costos Fijos Desembolsables (Sin depreciación)			**153 231**

Tabla 31. Flujo de caja

	Año 1	Año2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8	Año 9	Año 10
Programa de Producción	90%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%
% Uso Cap. Instalada (miles kg / año)	246 933	274 370	274 370	274 370	274 370	274 370	274 370	274 370	274 370	274 370
1. Ahorro (miles $/ año)	612	680	680	680	680	680	680	680	680	680
2. Costo Operativo (miles $/ año)	447	474	474	474	474	474	474	474	474	474
3. Utilidad (miles $/ año)	165	206	206	206	206	206	206	206	206	206

La Tabla 32 muestra la evaluación del Valor Actual Neto considerando una tasa del 12%, el resultado es positivo en $ 447 000, mientras que la Tabla 33 muestra la evaluación de la tasa interna de retorno cuyo resultado es 25,55%. Ambos resultados son positivos y favorables como indicadores financieros.

Tabla 32. Evaluación del Valor Actual Neto

R	**0,120**		
Año	**FOG en miles US$**	**Fd**	**VAN en miles US$**
0	708	1,00	708
1	170	0,89	152
2	211	0,80	168
3	211	0,71	150
4	211	0,64	134
5	211	0,57	120
6	211	0,51	107
7	211	0,45	95
8	211	0,40	85
9	211	0,36	76
10	211	0,32	68
		VAN	447

Tabla 33. Evaluación de la tasa interna de retorno

R	**0,256**		
Año	**FOG en miles de US $**	**fd**	**VAN en miles de US$**

0	708	1,00	708
1	170	0,73	136
2	211	0,54	134
3	211	0,39	107
4	211	0,29	85
5	211	0,21	68
6	211	0,16	54
7	211	0,11	43
8	211	0,08	34
9	211	0,06	27
10	211	0,05	22
		VAN	0
		TIR	25.55

.

VALIDACIÓN DE DISEÑO

La robustez del diseño se evalúa con variaciones operativas de las variables que se pueden ver afectadas durante la operación de la unidad, siendo estas, la temperatura de alimentación y la carga térmica del rehervidor.

Temperatura de alimentación:

H_0: La temperatura de alimentación no produce diferencias significativas en la concentración final del NH_3.

H_1: La temperatura de alimentación produce diferencias significativas en la concentración final del NH_3.

Tabla 34. Variación de temperatura de alimentación

Temperatura [°C]	NH_3 [ppm]
100	7,48
100	7,59
100	7,55
105	7,25
105	7,65
105	7,38
110	7,06
110	6,96
110	7,29

Tabla 35. Medias por grupo - Temperatura

Temperatura [°C]	NH_3 promedio [ppm]
100	7,54
105	7,43
110	7,10
Media Global	7,36

Tabla 36. ANOVA - Temperatura

Fuente de variación	SS	gl	MS	F
Entre grupos	0,31	2	0,155	4,9
Dentro de grupos	0,19	6	0,031	
Total	0,50	8		

Considerando un nivel de significancia α=0,05 y un $F_{crítico}$ = 5,14, no se rechaza la hipótesis nula según el F obtenido en la Tabla 36; por lo que, se afirma que la temperatura de alimentación no produce diferencias significativas en la concentración final del NH_3.

Donde:

SS = suma de cuadrados

gl = grados de libertad

MS = Media de cuadrados

F = valor de Fisher

Carga térmica del rehervidor:

H_0: La carga térmica del rehervidor no produce diferencias significativas en la concentración final del NH_3.

H_1: La carga térmica del rehervidor produce diferencias significativas en la concentración final del NH_3.

Tabla 37. Variación de carga térmica en rehervidor

Carga Térmica [GJ/h]	**NH_3 [ppm]**
8,55	8,01
8,55	8,50
8,55	8,04
8,60	7,07
8,60	7,50

8,60	7,34
8,65	6,87
8,65	6,49
8,65	6,75

Tabla 38. Medias por grupo - Carga térmica rehervidor

Carga Térmica [GJ/h]	**NH_3 [ppm]**
8,55	8,18
8,60	7,30
8,65	6,70
Media Global	7,39

Tabla 39. ANOVA - Carga térmica del rehervidor

Fuente de variación	**SS**	**Gl**	**MS**	**F**
Entre grupos	3,32	2	1,66	15,8
Dentro de grupos	0,63	6	0,105	
Total	3,95	8		

Considerando un nivel de significancia α=0,05 y un $F_{crítico}$ = 5,14, se rechaza la hipótesis nula según el F obtenido en la Tabla 39; por lo que, se afirma que la carga térmica al rehervidor produce diferencias significativas en la concentración final del NH_3.

El diseño final del proceso de desorción de aguas residuales es robusto frente a variaciones de temperatura de alimentación y carga térmica al rehervidor ya que en ninguna de las evaluaciones de significancia de las dos variables los datos de NH_3 obtenidos han superado los 10 ppm.

ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

Para analizar el diseño propuesto frente a posibles variaciones de carga amoniacal en la corriente de entrada se han llevado a cabo 21 corridas con incrementos iguales de 5% tomando como concentración base la que se utilizó para el diseño presentado, hasta llegar al doble de concentración.

Debido a la significancia demostrada en la Tabla 39 respecto a la influencia de la carga térmica en el rehervidor sobre el nitrógeno amoniacal de la corriente final, se ha utilizado esta variable para ajustar la concentración por debajo de los 10 ppm requeridos para la reutilización de la corriente.

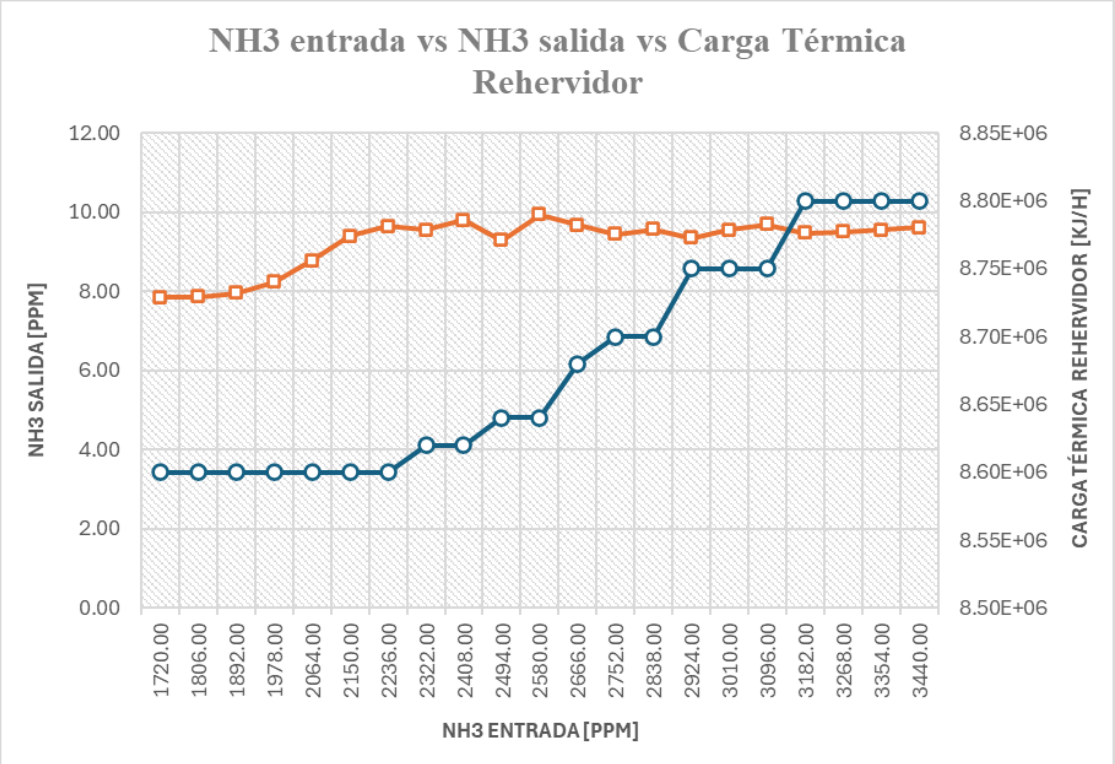
La Tabla 40 y Figura 16 muestran que con un incremento de hasta el 30% en la carga amoniacal no es necesario realizar ninguna variación en las variables de operación diseñadas; mientras que al duplicarse, se puede mantener el objetivo final con un incremento de 2,33% en la carga térmica del rehervidor equivalente a utilizar 117 kg/h de vapor adicionales respecto a los 5 050 kg/h del diseño. El incremento en el costo de operación sería de 0,351 $/h, el Valor Actual Neto en 10 años sería $ 430 000 y la Tasa Interna de Retorno sería 25,1% por lo que la propuesta seguiría siendo rentable.

Tabla 40. Variación de nitrógeno amoniacal de entrada

CORRIDA	NH_3 ENTRADA [ppm]	DUTY REHERVIDOR [GJ/H]	NH_3 SALIDA [ppm]
1	1 720,00	8,60	7,85

2	1 806,00	8,60	7,87
3	1 892,00	8,60	7,95
4	1 978,00	8,60	8,23
5	2 064,00	8,60	8,78
6	2 150,00	8,60	9,40
7	2 236,00	8,60	9,64
8	2 322,00	8,62	9,56
9	2 408,00	8,62	9,80
10	2 494,00	8,64	9,29
11	2 580,00	8,64	9,94
12	2 666,00	8,68	9,67
13	2 752,00	8,70	9,44
14	2 838,00	8,70	9,57
15	2 924,00	8,75	9,35
16	3 010,00	8,75	9,56
17	3 096,00	8,75	9,70
18	3 182,00	8,80	9,48
19	3 268,00	8,80	9,50
20	3 354,00	8,80	9,55
21	3 440,00	8,80	9,62

Figura 16. Variación de nitrógeno amoniacal de entrada



Nota. Elaboración propia

CAPÍTULO VI: DISCUSIÓN DE RESULTADOS

El presente trabajo de investigación presenta inicialmente una corriente de aguas residuales con características extraídas de la data de una refinería de petróleo peruana, la cual fue tomada como corriente de ingreso en un proceso de desorción diseñado computacionalmente en estado estacionario usando el software Aspen Hysys V.11. La convergencia de los parámetros involucrados en el diseño fue verificada sin advertencias ni errores, obteniendo que de 33 m^3/h de agua residual se pueden recuperar 31,82 m^3/h con 7,5 ppm de $NH_3 - N$ y 0,09 ppm de H_2S como se muestra en la tabla 12.

La recuperación de contaminantes en el gas de tope mayor al 99% tanto para el NH_3 como para el H_2S con una relación de ebullición de 0,11 guarda relación con los resultados obtenidos por de Farias et al. (2021) quien evaluó la relación entre estos parámetros para ratios desde 0 a 3, encontrando que el límite inferior se encuentra en 0,05 y los incrementos a partir de ahí generan mayor recuperación de contaminantes. Asimismo, de Farias et al. (2021) señalan que con una ratio de ebullición mayor a 0,1 se asegura una temperatura de tope mayor a 82°C evitando que precipiten sales de amonio en el tope, lo cual coincide con los resultados obtenidos en el presente trabajo ya que para una ratio de 0,11 se obtuvo una temperatura de tope de 119,9°C como se puede ver en la tabla 7.

La cantidad de platos tipo válvula diseñados para la columna con una eficiencia del 33%, valor tomado de las evaluaciones de McIntush et al. (2021), fueron 20. El incremento en el número de platos fue principalmente para un mayor despojamiento de NH_3 coincidiendo con lo señalado por Zahid (2019).

Costamagna et al. (2021) evaluaron la calidad de agua apta para reposición en torres de enfriamiento y establecieron que debe contener menos de 2 ppm de $NH_3 - N$.

Bastos et al. (2021) por su parte, indican que valores de hasta 3,3 ppm también son viables. Con base a ello, la calidad de agua obtenida mediante el proceso de stripping diseñado en el presente trabajo podría reutilizarse como agua de reposición en torres de enfriamiento, ya que, después del tratamiento por Ósmosis Inversa - considerando un rechazo del 86% para $NH_3 - N$ reportado por Bastos et al. (2021) - se obtendría 1 ppm de $NH_3 - N$. Asimismo, ambos autores señalan que para el H_2S es viable un valor de 0 ppm. Bajo esta premisa, y considerando un rechazo del 99,50% informado por Batos et al. (2021), la corriente de agua tratada resultante del diseño propuesto en este trabajo lograría una calidad de 0 ppm de H_2S permitiendo así su reutilización.

Los resultados presentados permiten aceptar la hipótesis específica 1, confirmando que el diseño computacional simulado en Aspen Hysys V.11 permitiría obtener agua reutilizable en torres de enfriamiento.

En la búsqueda de mejorar el rendimiento energético se han propuesto diferentes diseños. Zahid (2019) reportó reducciones del 53% en demanda de servicios implementando integración térmica e intensificando el proceso, mientras que Torres et al. (2013), empleando la metodología del punto de pliegue y optimizando su diseño en Matlab logró reducirla en 66%. En esta misma línea, en el presente trabajo se integraron térmicamente las corrientes del proceso mediante el método de punto de pliegue reduciendo la demanda de servicios calientes de 16,2 TJ/h a 8,60 TJ/h y la de servicios fríos de 16,1 TJ/h a 8,01 TJ/h. En conjunto, esto representa una reducción del 49% en la demanda total equivalente de servicios; así como una reducción del 46,8% de emisiones de CO_2 asociadas al uso de servicios calientes.

Estos datos permiten aceptar la hipótesis de investigación 2, confirmando que la integración térmica de las corrientes de proceso disminuye las emisiones de dióxido de carbono derivadas de los servicios calientes.

El diseño de proceso propuesto considera que de 33 m^3/h de agua residual se recuperarían 31,82 m^3/h de agua tratada generando un ahorro de US$ 1,5/m^3 de agua cruda que no se extraería de pozo según la estructura tarifaria establecida por la Resolución de Consejo Directivo N°079-2021-SUNASS-CD; asimismo, se considera un ahorro de US$ 0.39/m^3 relacionado a la electricidad no consumida por las bombas de pozos de agua y US$ 60/ton CO_2 en bonos de carbono según Repsol para el 2025 en países como Perú.

La inversión fija del diseño propuesto alcanza los US$ 780 033 que se recuperarían entre el tercer y cuarto año de operación de la planta, mientras que en 10 años con una tasa del 12% el análisis del Valor Actual Neto muestra que el valor ganado sería US$ 447 000; por otra parte, el análisis de la Tasa Interna de Retorno resulta ser 25,55%.

Al igual que El Sherbini et al. (2024) se ha determinado que reutilizar el agua residual tratada en una refinería de petróleo es rentable debido al significativo ahorro generado en reducción de consumo de agua cruda. Además, la integración térmica de las corrientes del proceso incrementa la rentabilidad del diseño ya que disminuyen los costos operacionales relacionados con la demanda de servicios tal como señalan Kazemi et al. (2017), Mansour et al. (2017), Zahid (2019) y Gai et al. (2020) en sus respectivas evaluaciones económicas.

Los resultados obtenidos permiten aceptar la hipótesis de investigación 3, confirmando que el diseño de proceso es rentable.

La robustez del diseño final con integración térmica se validó con el efecto de la variación de la temperatura de alimentación y carga térmica en el rehervidor sobre la concentración del amoniaco en el agua ácida tratada. En el caso de la temperatura de alimentación, se rechazó la hipótesis nula encontrándose que no produce diferencias

significativas (Tabla 36) ; mientras que en el caso de la carga térmica al rehervidor sí produce diferencias significativas (Tabla 39). Sin embargo, para ambos casos, las tablas 35 y 38 muestran que en ningún grupo la concentración de amoniaco supera los 10 ppm, no afectando la posibilidad de reutilización del agua tratada. Asimismo, se desarrolló un análisis de sensibilidad frente a las variaciones del amoniaco en la carga del proceso evidenciándose que incluso con el doble de concentración, el diseño propuesto es rentable variando el Valor Actual Neto a US$ 430 000 y la Tasa Interna de Retorno a 25,1% en un periodo de 10 años.

Por consiguiente, los hallazgos descritos permiten aceptar la hipótesis general, ratificando que el diseño de proceso de desorción de aguas residuales en una refinería de petróleo peruana mediante simulación en Aspen Hysys V11, el método punto de pliegue y un análisis financiero se obtendrá una calidad de agua reutilizable en torres de enfriamiento.

CAPÍTULO VII: CONCLUSIONES

El diseño computacional en estado estacionario del proceso de desorción de 33 m^3/h de agua residual de una refinería de petróleo peruana simulado en Aspen Hysys V.11, permite obtener 31,82 m^3/h de agua tratada con 7,85 ppm de NH_3 y 0,04 ppm de H_2S, viable de reutilizar en torres de enfriamiento.

La integración térmica de las corrientes de alimentación y fondos del desorbedor de aguas residuales diseñado mediante el método punto de pliegue permite disminuir el 46,8% de emisiones de dióxido de carbono derivados de la disminución de 7,34 GJ/h en demanda de servicios calientes.

La desorción de aguas residuales en una refinería de petróleo peruana para su reutilización en torres de enfriamiento mediante el diseño de proceso planteado en el presente trabajo es rentable para un tiempo de vida de planta de 10 años con un valor actual neto ganado de US$ 447 000 y una tasa de retorno interna de 25,55%.

El diseño de un proceso de desorción de 33 m^3/h de aguas residuales en una refinería de petróleo peruana mediante la simulación en Aspen Hysys V.11., el método punto de pliegue y un análisis financiero permite obtener una calidad de agua con 7,85 ppm de NH_3, 0,04 ppm de H_2S, una reducción del 46,8% de emisiones de dióxido de carbono, US$ 447 000 de valor actual neto y 25,55% como tasa interna de retorno en un periodo de 10 años, lo que representa un diseño atractivo que permite obtener calidad de agua posible de reutilizar en torres de enfriamiento.

CAPITULO VIII: RECOMENDACIONES

Realizar ensayos en escala piloto o pruebas de planta para confirmar la eficiencia de remoción de contaminantes; así como, el consumo energético estimado.

Evaluar el desempeño de proceso bajo composiciones de agua residual provenientes de una recopilación más extensa de dietas de crudo.

Desarrollar simulaciones dinámicas que permitan comprender la respuesta del sistema frente a variaciones de las condiciones de operación.

BIBLIOGRAFÍA

Addington,L.,Fitz,C.,Lunsford,K.,Lyddon,L.,MarianaSiwek, I.,2011.SourWater: whereitcomesfromandhowtohandleit.Digit.Refin.

Asano, T., Burton, F. L., Leverenz, H. L., Tsuchihashi, R., & Tchobanoglous, G. (2007). Water Reuse: Issues, Technologies, and applications. McGraw-Hill Professional.

Bastos, P. D. A., Santos, M. A., Carvalho, P. J., Velizarov, S., & Crespo, J. G. (2021). Pilot scale reverse osmosis refinery wastewater treatment – a techno-economical and sustainability assessment. Environmental Science: Water Research & Technology, 7(3), 549–561. https://doi.org/10.1039/d0ew00936a

Bomberger, D. C., & Marynowski, C. W. (1984). Design of steam-stripping processes. Environmental Progress, 3(4), 217–222. https://doi.org/10.1002/ep.670030404

Costamagna, P., Rosellini, S., Lavarone, A., Scarsi, G., Saturno, E., & Mantelli, V. (2021). Experimental study of a reverse osmosis pilot plant for reuse of refinery wastewater. Journal of Chemical Technology and Biotechnology (Oxford, Oxfordshire: 1986), 96(10), 2852–2864. https://doi.org/10.1002/jctb.6836

de Farias Soares, A., Dellosso Penteado, E., Ramalho Diniz, A. A., & Komesu, A. (2021). Influence of operational parameters in sour water stripping process in effluents treatment. Journal of Water Process Engineering, 41(102012), 102012. https://doi.org/10.1016/j.jwpe.2021.102012

Environmental Protection Agency. (2002). Wastewater technology fact sheet: Ammonia stripping (Reporte No. EPA 832-F-00-019). Office of Water. epa.gov

El Sherbini, S., Shalaby, M., Ebrahiem, E., & Farrag, H. (2024). “stripped sour water reuse at an oil refinery’’. Case study and an economical evaluation. Port-Said Engineering Research Journal, 0(0), 0–0. https://doi.org/10.21608/pserj.2024.254161.1299

Gadalla, M., Olujic, Z., Jobson, M., & Smith, R. (2006). Estimation and reduction of CO2 emissions from crude oil distillation units. Energy (Oxford, England), 31(13), 2398 2408. https://doi.org/10.1016/j.energy.2005.10.030

Gai, H., Chen, S., Lin, K., Zhang, X., Wang, C., Xiao, M., Huang, T., & Song, H. (2020). Conceptual design of energy-saving stripping process for industrial sour water. Chinese Journal of Chemical Engineering, 28(5), 1277–1284. https://doi.org/10.1016/j.cjche.2019.12.020

Giudice, C., & Pereyra, A. (2005). Diseño de proceso. https://www.frlp.utn.edu.ar/materias/oindustrial/apunte3.pdf

Haydary, J. (2019). Chemical process design and simulation: Aspen plus and Aspen hysys applications: Aspen plus and Aspen hysys applications. Wiley-AIChE.

Ho, C.-D., Chen, Y.-H., Chang, C.-M., & Chang, H. (2021). Evaluation of process control schemes for sour water strippers in petroleum refining. Processes (Basel, Switzerland), 9(2), 363. https://doi.org/10.3390/pr9020363

Kazemi, A., Mehrabani-Zeinabad, A., & Beheshti, M. (2017). Development of a novel processing system for efficient sour water stripping. Energy (Oxford, England), 125, 449–458. https://doi.org/10.1016/j.energy.2017.02.135

Kim, E. J., Kim, H., & Lee, E. (2021). Influence of ammonia stripping parameters on the efficiency and mass transfer rate of ammonia removal. Applied Sciences (Basel, Switzerland), 11(1), 441. https://doi.org/10.3390/app11010441

Lee, D., Lee, J.-M., Lee, S.-Y., & Lee, I.-B. (2002). Dynamic simulation of the sour water stripping process and modified structure for effective pressure control. Chemical Engineering Research & Design: Transactions of the Institution of Chemical Engineers, 80(2), 167–177. https://doi.org/10.1205/026387602753501889

Lieberman, N. (2013). *Sour water strippers: design and operation*. 1–6.

Mansour, A. M., Gadalla, M. A., Ghallab, A., Ashour, F. H., & Elazab, H. A. (2022). New efficient configurations for sour wastewater treatment. Recent Innovations in Chemical Engineering (Formerly Recent Patents on Chemical Engineering), 15(1), 14–30. https://doi.org/10.2174/2405520415666211229123400

Manzur, Y., & Alva, M. C. (2013). Bonos de carbono: una oportunidad de desarrollo para el Perú. Pontificia Universidad Católica del Perú

McIntush, K., Farone, J., Piggott, B., & Beitler, C. (2021). Specyfing Internals in Sour Water Strippers - part 1. Hydrocarbon Processing, 100(2021), 47–51.

Mestre, R., Puerta, A., & González, Á. D. (2020). Assessment of a sour water treatment unit using process simulation, parametric sensitivity, and exergy analysis. ACS Omega, 5(37), 23654–23661. https://doi.org/10.1021/acsomega.0c02300

Nabula, M. A., Dagde, K., & Ikenyiri, P. (2023). Design and simulation of sour water unit: A case study of port Harcourt refining company. Zenodo. https://doi.org/10.5281/ZENODO.8118142

Precio del carbono. (2025, agosto 13). REPSOL. https://www.repsol.com/es/sostenibilidad/ejes-sostenibilidad/cambio-climatico/precio-carbono/index.cshtml

Ramanath, T., Foo, D. C. Y., Tan, R. R., & Tan, J. (2023). Integrated enterprise input-output and carbon emission pinch analysis for carbon intensity reduction in edible oil refinery. Chemical Engineering Research & Design: Transactions of the Institution of Chemical Engineers, 193, 826–842. https://doi.org/10.1016/j.cherd.2023.03.045

Santos, R. M., Silva, J. F., & Oliveira, A. C. (2021). Influence of operational parameters in sour water stripping process in effluents treatment. Journal of Petroleum and Chemical Engineering, 9(1), 45-53. researchgate.net

Sobrero, F. (2009). Análisis de Viabilidad: La cenicienta en los Proyectos de Inversión. Recuperado el 6 de junio de 2023, de http://leatidlatam.org/wp content/uploads/2019/06/Sobrero-Francisco-ESTUDIOS-DE-VIABILIDAD-LA CENICIENTA-DE-LOS-PROYECTOS-DE-INVERSION-1.pdf

Superintendencia Nacional de Servicios de Saneamiento. (2021). Resolución de Consejo Directivo N.° 079-2021-SUNASS-CD. El Peruano.

Wake, H. (2005). Oil refineries: a review of their ecological impacts on the aquatic environment. Estuarine, Coastal and Shelf Science, 62(1–2), 131–140. https://doi.org/10.1016/j.ecss.2004.08.013

Wang, L. K., Hung, Y.-T., Lo, H. H., & Yapijakis, C. (Eds.). (2004). Handbook of industrial and hazardous wastes treatment. Marcel Dekker.

Zahid, U. (2019). Techno-economic evaluation and design development of sour water stripping system in the refineries. Journal of Cleaner Production, 236(117633), 117633. https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2019.117633

Zakaria, Z., Yanuardi, D., Simanjuntak, J. A., Sriana, T., & Nata, I. F. (2021). Injeksi Caustic Soda untuk Troubleshooting Operasional Sour Water Stripper (SWS) di Industri Pengolahan Minyak Bumi. Buletin Profesi Insinyur, 4(2), 53–57. https://doi.org/10.20527/bpi.v4i2.104

Zhang, Y., Fan, Z., Jing, G., & Saif, M. M. A. (2022). Optimization of sour water stripping unit using artificial neural network–particle swarm optimization algorithm. Processes (Basel, Switzerland), 10(8), 1431. https://doi.org/10.3390/pr10081431

ANEXOS

Anexo 1. Matriz de consistencia

<table>
<tr><td>Nombre</td><td colspan="3">Daniela Isabel Huamán Torres</td></tr>
<tr><td>Asesor</td><td colspan="3">Ing. Victor Manuel Fernández Guzmán MBA, PhD</td></tr>
<tr><td>Título del Proyecto de Tesis</td><td colspan="3">Diseño de un proceso de desorción de aguas residuales en una refinería de petróleo peruana para obtener una calidad de agua viable de reutilizar en torres de enfriamiento utilizando la herramienta de simulación Aspen Hysys V11</td></tr>
<tr><td>Problema General</td><td>Objetivo General</td><td>Hipótesis General</td><td>Metodología de investigación</td></tr>
<tr><td>¿De qué manera se puede diseñar un proceso de desorción de aguas residuales en una refinería de petróleo peruana para obtener una calidad de agua reutilizable en torres de enfriamiento?</td><td>Diseñar un proceso de desorción de aguas residuales en una refinería de petróleo peruana para obtener una calidad de agua reutilizable en torres de enfriamiento.</td><td>El diseño de un proceso de desorción de aguas residuales en una refinería de petróleo peruana mediante la simulación en Aspen Hysys V11, el método de punto de pliegue y un análisis financiero, obtendrá una calidad de agua reutilizable en torres de enfriamiento.</td><td rowspan="3">Enfoque de la investigación
El presente proyecto de tesis reúne las condiciones metodológicas para una investigación cuantitativa.

Alcance de la investigación
El alcance del presente proyecto de investigación es del tipo correlacional.

Diseño de la investigación
Diseño cuasiexperimental

Población
Aguas residuales generadas en unidades de procesamiento de refinerías de petróleo

Muestra
Diez muestras de aguas residuales generadas en unidades de procesamiento de una refinería de</td></tr>
<tr><td>Problema Específico 1</td><td>Objetivo Específico 1</td><td>Hipótesis Específica 1</td></tr>
<tr><td>¿De qué manera se puede diseñar computacionalmente en estado estacionario un proceso de desorción de aguas residuales en una refinería de petróleo peruana para obtener una calidad de agua reutilizable en torres de enfriamiento?</td><td>Diseñar computacionalmente en estado estacionario un proceso de desorción de aguas residuales en una refinería de petróleo peruana para obtener una calidad de agua reutilizable en torres de enfriamiento.</td><td>El diseño computacional en estado estacionario del proceso de desorción de aguas residuales en una refinería de petróleo peruana simulado en Aspen Hysys V11, obtendrá una calidad de agua reutilizable en torres de enfriamiento.</td></tr>
</table>

Problema Específico 2	**Objetivo Específico 2**	**Hipótesis Específica 2**	petróleo peruana. **Muestreo** El muestreo será no probabilístico por conveniencia
¿De qué manera se puede establecer una integración térmica de las corrientes del proceso de desorción de aguas residuales en una refinería de petróleo peruana para disminuir las emisiones de dióxido de carbono derivadas de los servicios calientes?	Establecer una integración térmica de las corrientes del proceso de desorción de aguas residuales en una refinería de petróleo peruana para disminuir las emisiones de dióxido de carbono derivadas de los servicios calientes.	La integración térmica de las corrientes del proceso de desorción de aguas residuales en una refinería de petróleo peruana mediante el método de punto pliegue disminuirá las emisiones de dióxido de carbono derivadas de los servicios calientes.	
Problema Específico 3	**Objetivo Específico 3**	**Hipótesis Específica 3**	
¿Puede considerarse que el diseño de un proceso de desorción de aguas residuales en una refinería de petróleo peruana para su reutilización en torres de enfriamiento es rentable?	Evaluar si el diseño de un proceso de desorción de aguas residuales en una refinería de petróleo peruana para su reutilización en torres de enfriamiento es rentable.	El diseño de un proceso de desorción de aguas residuales en una refinería de petróleo peruana para su reutilización en torres de enfriamiento evaluado mediante un análisis financiero del Valor Actual Neto y la Tasas Interna de Retorno es rentable.	

Anexo 2. Carta de autorización de Repsol

repsol

Doctor
EDER CLIDIO VICUÑA GALINDO
Director de la Escuela Profesional de Ingeniería Química
Facultad de Química e Ingeniería Química
Universidad Nacional Mayor de San Marcos

12 de junio 2026

Asunto: Autorización para hacer uso de data y software de la empresa

De nuestra mayor consideración,

Por medio de la presente, nos dirigimos a usted para saludarlo y, a su vez dar respuesta a la solicitud de autorización para que la señorita bachiller Daniela Isabel Huamán Torres, quien actualmente se desempeña como Jefe de Área en nuestra representada, pueda hacer uso de la data de la empresa, específicamente del área de Producción, de la corriente de aguas ácidas y el software Aspen Hysys V.11 para su tesis titulada "Diseño de un proceso de desorción de aguas residuales en una refinería de petróleo peruana para obtener una calidad de agua reutilizable en torres de enfriamiento utilizando la herramienta de simulación Aspen Hysys V.11". Al respecto manifestamos nuestra autorización para lo solicitado.

Sin otro particular, quedamos de ustedes.

Atentamente.

Ana Isabel Maraví Candela
Gerente de Energía
Refinería La Pampilla